



TESIS (TM142501)

**KARAKTERISASI GASIFIKASI BATUBARA
TIPE *UPDRAFT* DENGAN VARIASI
*EQUIVALENCE RATIO***

Muhammad Trifiananto
NRP 2112202204

Dosen Pembimbing
Dr. Bambang Sudarmanta, S.T., M.T.

PROGRAM MAGISTER
BIDANG KEAHLIAN REKAYASA KONVERSI ENERGI
JURUSAN TEKNIK MESIN
FAKULTAS TEKNOLOGI INDUSTRI
INSTITUT TEKNOLOGI SEPULUH NOPEMBER
SURABAYA
2015



THESIS (TM142501)

UPDRAFT COAL GASIFICATION CHARACTERIZATION WITH VARYING EQUIVALENCE RATIO

**Muhammad Trifiananto
NRP 2112202204**

**Advisor
Dr. Bambang Sudarmanta, S.T., M.T.**

**MASTER PROGRAM
ENERGY CONVERSION ENGINEERING
DEPARTMENT OF MECHANICAL ENGINEERING
FACULTY OF INDUSTRIAL TECHNOLOGY
SEPULUH NOPEMBER INSTITUTE OF TECHNOLOGY
SURABAYA
2015**

Tesis disusun untuk memenuhi salah satu syarat memperoleh gelar
Magister Teknik (MT)

di

Institut Teknologi Sepuluh Nopember

Oleh:

MUHAMMAD TRIFIANANTO
NRP. 2112202204

Tanggal Ujian : 08 Januari 2015
Periode Wisuda : Maret 2015

Disetujui oleh:

1. Dr. Bambang Sudarmanta, ST., MT.....(Pembimbing)
NIP. 197301161997021001

2. Dr. Wawan Aries Widodo, ST., MT.....(Penguji I)
NIP. 197104051997021001

3. Ary Bachtiar, ST., MT., Ph.D......(Penguji II)
NIP. 197105241997021001

4. Dr. Bambang Arip D., ST, M.Sc.Eng.....(Penguji III)
NIP. 197804012002121001

Direktur Program Pascasarjana,

Prof. Dr. Ir. Adi Soeprijanto, MT.
NIP. 1964 04 05 1990021 001

KARAKTERISASI GASIFIKASI BATUBARA TIPE *UPDRAFT* DENGAN VARIASI *EQUIVALENCE RATIO*

Nama Mahasiswa : Muhammad Trifiananto
NRP : 2112202204
Jurusan : Teknik Mesin FTI-ITS
Pembimbing : Dr. Bambang Sudarmanta, S.T., M.T.

ABSTRAK

Gasifikasi adalah proses perubahan fase bahan bakar yaitu dari bahan bakar padat (batubara) menjadi gas *flammable* (CO, CH₄, H₂) secara termokimia. Faktor utama yang mempengaruhi besarnya komposisi *flammable* adalah *equivalence ratio* (ER). Semakin besar ER maka semakin besar pula oksigen yang masuk ke gasifier sehingga mempengaruhi besarnya panas yang dilepaskan dari zona *partial oxidation* ke zona lainnya. Karena sensitifitas proses gasifikasi terhadap ER, maka perlu dilakukan penelitian untuk mengetahui ER yang tepat pada saat proses gasifikasi sehingga didapatkan karakteristik kinerja proses gasifikasi yang optimal.

Pada penelitian ini digunakan gasifikasi tipe *updraft* dengan bahan *feeding* batubara sub-bituminous, secara eksperimental. Penelitian dilakukan di perusahaan Gending di Sidoarjo Jawa Timur. Penelitian dilakukan dengan melakukan 5 (lima) variasi ER yaitu 0.2; 0.27; 0.31; 0.36; 0.4. Pengaturan variasi ER dilakukan dengan merubah kecepatan putar blower melalui dimmer sehingga udara yang masuk akan bervariasi yaitu 157.71; 212.9; 244.5; 283.9; 315.4 kg/jam. Setiap variasi dilakukan *feeding* batubara sebesar 80 kg batubara dengan waktu operasi selama 60 menit. Pemasangan *thermocouple* dilakukan untuk mengidentifikasi zona *partial oxidation*, *reduction*, *pyrolysis* dan *drying*. Untuk mengetahui kuantitas *syngas* digunakan pitot static tube sedangkan untuk mengetahui kualitas dari *syngas* maka dilakukan pengujian dengan *orsat apparatus* dan H₂S analyzer.

Dari hasil penelitian yang telah dilakukan didapat hasil sebagai berikut Temperatur zona *partial oxidation* berkisar antara 724-865 °C. Temperatur zona *pyrolysis* pada kisaran 219-496 °C. Temperatur zona pengeringan (*drying*) menunjukkan kisaran temperatur 129-251°C. Suhu *burner* berada di kisaran 632-704 °C. Kuantitas berupa debit produk *syngas* terus meningkat saat ER semakin besar dan memiliki rentang 207,096 m³/jam- 358,701 m³/jam. Kualitas *syngas* terbaik dimiliki ER 0,31 dengan kandungan *flammable gas* 21,6 % CO 2,0 % CH₄, 11,3 % H₂, H₂S 40 ppm dengan HHV sebesar 4963,940 kJ/m³ dengan efisiensi gasifikasi 79,821% dan memiliki kuantitas *syngas* sebesar 292,878 m³/jam.

Kata kunci: *gasifikasi batubara, updraft, equivalence ratio, syngas*

(Halaman ini sengaja dikosongkan)

UPDRAFT COAL GASIFICATION CHARACTERIZATION WITH VARYING EQUIVALENCE RATIO

Name : Muhammad Trifiananto
NRP : 2112202204
Department : Mechanical Engineering FTI-ITS
Advisor : Dr. Bambang Sudarmanta, S.T., M.T.

ABSTRACT

Gasification is a process that changes the fuel from solid fuels phase (coal) into flammable gases (CO , CH_4 , H_2) thermochemically. The main factors that affect the amount of flammable composition is equivalence ratio (ER). The greater ER means the greater oxygen supplied into the gasifier that affect the amount of heat released from partial oxidation zone to another zone. Because of the sensitivity of the gasification process to the ER, it is necessary to investigate the exact ER during the gasification process to obtain the characteristics of the optimal performance of the gasification process.

In this research use updraft gasification with sub-bituminous coal as fuel, experimentally. The study was conducted at the company Gending in Sidoarjo, East Java. The research was conducted by five (5) ER variation are 0.2; 0.27; 0.31; 0.36; 0.4. ER variation arrangement by changing the rotational speed blower via a dimmer so that the \dot{m} (mass flow rate) will vary at 157.71; 212.9; 244.5; 283.9; and 315.4 kg/h. Each variation carried by 80 kg of coal feeding and operation time 60 minutes. Installation of thermocouple is used to identify zones partial oxidation, reduction, pyrolysis and drying. To determine the quantity of syngas used pitot static tube, to know the quality of the syngas then tested with orsat apparatus and H_2S analyzer.

The results of the research that has been done is the partial oxidation zone temperatures ranging from 724-865 °C. Pyrolysis zone temperature in the range of 219-496 °C. Drying zone shows the temperature range 129-251°C. Burner temperature in the range of 632-704 °C. Quantities form syngas increase while the ER getting bigger and has a range of 207.096 m^3/hour - 358.701 m^3/h . Best quality syngas owned ER 0.31 with flammable gas content 21.6% CO , 2.0% CH_4 , 11.3% H_2 , H_2S 40 ppm with HHV of 4963.940 kJ/m^3 with an efficiency gasification 79.821% and syngas has quantity 292.878 m^3/h .

Keyword: *coal gasification, updraft, equivalence ratio, syngas*

(Halaman ini sengaja dikosongkan)

KATA PENGANTAR

Segala puji bagi Allah SWT yang telah memberikan petunjuk dan kekuatan sehingga kami dapat menyelesaikan proposal tesis yang berjudul **“KARAKTERISASI GASIFIKASI BATUBARA TIPE *UPDRAFT* DENGAN VARIASI *EQUIVALENCE RATIO*”**.

Proposal tesis ini merupakan bagian dari tahapan penyusunan tesis yang merupakan persyaratan kelulusan Program Studi S-2 di Jurusan Teknik Mesin, Fakultas Teknik Industri, Institut Teknologi Sepuluh Nopember Surabaya. Kami menyampaikan banyak terima kasih dalam penyusunan proposal tesis ini kepada:

1. Dr. Bambang Sudarmanta, S.T., M.T. selaku kepala Laboratorium Teknik Pembakaran dan Bahan Bakar dan Dosen Pembimbing.
2. Prof. Ir. Sutardi, M.Sc. PhD, selaku Koordinator S-2 Jurusan Teknik Mesin.
3. Segenap Dosen dan Karyawan Jurusan Teknik Mesin.
4. Ayah saya Dr.Alfian Mizar, ibu saya Patriyah dan kedua adik saya Arif dan Anita yang selalu memberikan suport tanpa henti.
5. Pak Indra Kusumo Handoko selaku pemilik dan pimpinan UD.Gending tempat saya melakukan penelitian
6. Rekan-rekan S-2 Jurusan Teknik Mesin.
7. Bapak Mujammil selaku pihak dari PLN-PUSLITBANG
8. Ibu Irna dari pihak tekMIRA Bandung
9. Teman-teman lab motor bakar
10. Dosen dan rekan rekan jurusan kimia ITS

Semoga penelitian ini bermanfaat. Segala saran dan kritik akan sangat berguna dalam perbaikan proposal tesis ini.

Surabaya, 20 Januari 2015

Penyusun

(Halaman ini sengaja dikosongkan)

DAFTAR ISI

	Halaman
Halaman Judul	
Halaman Pengesahan	i
Kata Pengantar	iii
Abstrak	v
Daftar Isi.....	ix
Daftar Tabel	xi
Daftar Gambar.....	xiii
Daftar Lampiran	xvii
BAB 1 PENDAHULUAN	1
1.1 Latar Belakang	1
1.2 Tujuan Penelitian	3
1.3 Perumusan Masalah	3
1.4 Batasan Masalah.....	4
1.5 Manfaat Penelitian	4
1.6 Sistematika Penelitian	5
BAB 2 Kajian Pustaka Dan Dasar Teori.....	7
2.1 Dasar Teori.....	7
2.1.1 Batubara.....	7
2.1.1.1 Kandungan Batubara.....	8
2.1.2 Gasifikasi	9
2.1.2.1 Definisi Gasifikasi.....	9
2.1.2.2 Tipe <i>Gasifier</i>	11
2.1.2.3 Tahapan Gasifikasi.....	17
2.1.3 <i>Gasifying Agent</i>	19
2.1.4 Komposisi Gas Dan Nilai Kalor	20
2.1.5 <i>Equivalence Ratio</i> (ER).....	21
2.1.6 Efisiensi Cold- <i>gas</i>	22
2.2. Referensi Penelitian.....	22

BAB 3 METODE PENELITIAN.....	31
3.1 Instalasi Pengujian Flowchart Penelitian	31
3.2 Spesifikasi Peralatan	32
3.2.1 Peralatan Uji.....	32
3.2.1 Peralatan Ukur.....	40
3.3 Flowchart Penelitian	49
3.4 Prosedur Pengujian	52
3.5 Rancangan Eksperimen.....	53
BAB 4 HASIL DAN PEMBAHASAN.....	55
4.1 Distribusi Temperatur	55
4.1.1 Distribusi Temperatur T_1 Terhadap Waktu Waktu Operasi Pada Variasi ER	55
4.1.2 Distribusi Temperatur T_2 Terhadap Waktu Waktu Operasi Pada Variasi ER	56
4.1.3 Distribusi Temperatur T_3 Terhadap Waktu Operasi Pada Variasi ER.....	57
4.1.4 Temperatur Thermocouple T_4 Tiap Variasi ER	58
4.2 Analisis Syngas	58
4.2.1 Variasi ER (<i>Equivalence Ratio</i>)	58
4.2.2 Analisis Komposisi Syngas	61
4.2.3 Analisis Nilai Kalor Ditinjau Dari LHV Syngas (<i>Low Heating Value</i>).....	66
4.2.4 Analisis Hubungan <i>Equivalence Ratio</i> Terhadap Debit Syngas	67
4.2.5 Analisis Efisiensi gasifikasi	69
4.3 Analisis Visualisasi Pembakaran Pada Burner	70
BAB 5 KESIMPULAN DAN SARAN	73
5.1 Kesimpulan	73
5.2 Saran.....	74
DAFTAR PUSTAKA	75
LAMPIRAN	77

DAFTAR GAMBAR

Gambar 1.1 Perbandingan emission of polutan dari pembangkit listrik menggunakan batubara pada steam power <i>plant</i> , IGCC <i>plant</i> dan natural-gas combined cycle plan	2
Gambar 2.1 jenis batubara berdasarkan umurnya	8
Gambar 2.2 Ilustrasi perbandingan <i>gasifikasi</i> , combustion dan <i>pyrolysis</i>	10
Gambar 2.3 <i>Equivalence ratio</i> dan air/fuel ratio	11
Gambar 2.4 skema <i>updraft gasifier</i>	12
Gambar 2.5 Skema <i>downdraft</i>	13
Gambar 2.6 Skema <i>crossdraft</i>	13
Gambar 2.7 Sketsa Winkler <i>bubbling fluidized-bed gasifier</i>	14
Gambar 2.8 Skema CFB.....	16
Gambar 2.9 Skema <i>Entrained Flow</i>	17
Gambar 2.10 Tahapan dan distribusi suhu pada <i>Updraft gasifier</i>	19
Gambar 2.11 Pengaruh suhu di <i>gasifier</i> terhadap perubahan ER.....	23
Gambar 2.12 Pengaruh ER terhadap komposisi gas dan LHV	23
Gambar 2.13 Grafik hubungan antara ER dan Efisiensi cold gas	24
Gambar 2.14 Gambar temperatur profil pada ER=3,7	25
Gambar 2.15 Diagram pengaruh ER terhadap perbandingan temperatur rata-rata	25
Gambar 2.16 Komposisi gas dengan variasi ER dengan bahan bakar mesquite	26
Gambar 2.17 Komposisi gas dengan variasi ER dengan bahan bakar juniper	26
Gambar 2.18 Grafik HHV pada berbagai variasi ER.....	26
Gambar 2.19 grafik efek ER terhadap <i>gas heating value</i>	27
Gambar 2.20 Grafik grafik variasi ER terhadap komposisi <i>gas</i>	28
Gambar 2.21 Variasi <i>gas heating value</i> terhadap temperature pada (ER 0.18–0.31)	28
Gambar 2.22 Profil distribusi suhu pada reaktor.....	29
Gambar 2.23 Pengaruh suhu reaktor dan ukuran butiran terhadap produksi <i>syngas</i>	30

Gambar 3.1 Sketsa diagram fasilitas dan alat ukur pengujian.....	31
Gambar 3.2 Reaktor Gasifikasi <i>Updraft</i> UD.Gending	32
Gambar 3.3 Batubara yang digunakan dalam penelitian.....	33
Gambar 3.4 Centrifugal Blower untuk suplay udara reaktor	33
Gambar 3.5 Centrifugal Blower untuk suplay udara burner	34
Gambar 3.6 Fan hisap.....	34
Gambar 3.7 Pompa Air.....	35
Gambar 3.8 Cyclone.....	36
Gambar 3.9 Water tower sprayer.....	36
Gambar 3.10 Water stabilizer.....	37
Gambar 3.11 Iron sponge tower	37
Gambar 3.12 <i>Carbon activ tower</i>	38
Gambar 3.13 Dimmer	39
Gambar 3.14 Burner	39
Gambar 3.15 <i>Feeding bucket</i>	40
Gambar 3.16a <i>Thermocouple</i>	40
3.16b <i>Display Temperatur</i>	40
Gambar 3.17 <i>Pitot Tube</i>	41
Gambar 3.18 <i>Manometer U</i>	41
Gambar 3.19 Konfigurasi <i>Pitot Tube</i> Dan <i>Manometer U</i>	42
Gambar 3.20 Plastic Sample Bag	43
Gambar 3.21 <i>Stopwatch</i>	43
Gambar 3.22 <i>Orsat apparatus</i>	45
Gambar 3.22 Flowchart Penelitian	49
Gambar 4.1 Distribusi Temperatur Zona <i>Partial Oxidation</i> Terhadap Waktu	55
Gambar 4.2 Distribusi Temperatur Zona <i>Pyrolysis</i> Terhadap Waktu	56
Gambar 4.3 Distribusi temperatur Zona <i>Drying</i> terhadap waktu	57
Gambar 4.4 Temperatur Burner Saat Waktu Operasi 30 Menit.....	58
Gambar 4.5 Grafik hubungan antara ER terhadap komposisi <i>flammable</i> gas.....	62
Gambar 4.6 Grafik hubungan antara ER terhadap komposisi <i>non-flammable</i> gas	63

Gambar 4.7 Grafik hubungan ER terhadap kandungan gas H_2S	65
Gambar 4.8 Grafik hubungan antara ER terhadap HHV	66
Gambar 4.9 Gambar grafik hubungan antara ER terhadap debit <i>syngas</i>	68
Gambar 4.10 Grafik hubungan ER Terhadap η <i>gasifikasi</i>	69
Gambar 4.11(a) Visualisasi pembakaran pada burner dengan ER 0,2	70
Gambar 4.11(b) Visualisasi pembakaran pada burner dengan ER 0,27	70
Gambar 4.11(c) Visualisasi pembakaran pada burner dengan ER 0,31	70
Gambar 4.11(d) Visualisasi pembakaran pada burner dengan ER 0,36.....	70
Gambar 4.11(e) Visualisasi pembakaran pada burner dengan ER 0,4	70

(Halaman ini sengaja dikosongkan)

DAFTAR TABEL

Tabel 2.1 Analisa <i>proxymate</i> dan <i>ultimate</i> dari berbagai jenis batubara	9
Tabel 2.2 Analisa <i>proximate</i> dan <i>ultimate</i> batubara <i>sub-bitouminus</i> Indonesia.....	9
Tabel 2.3 Karakteristik <i>fixed bed gasifier</i>	12
Tabel 2.4 Karakteristik <i>syngas</i> berdasarkan <i>gasifying agent</i>	20
Tabel 2.5 Karakteristik <i>syngas</i> berdasarkan <i>gasifying agent</i>	20
Tabel 2.6 LHV _i dari <i>flammable gas</i> (CO,CH ₄ ,H ₂).....	21
Tabel 4.1 Analisa <i>Ultimate</i> batubara.....	59
Tabel 4.2 Atom dan berat molekul.....	60
Tabel 4.3 Atom dan fraksi mol	60
Tabel 4.4 Hasil Uji Komposisi <i>Syngas</i>	61
Tabel 4.5 Nilai LHV <i>syngas</i> pada berbagai variasi ER	66
Tabel 4.6 Properti untuk perhitungan debit <i>Syngas</i>	67
Tabel 4.7 Nilai efisiensi gasifikasi pada berbagai variasi ER.....	69

(Halaman ini sengaja dikosongkan)

DAFTAR LAMPIRAN

Lampiran A Hasil pengukuran temperatur pada setiap termocouple.....	78
Lampiran B Hasil Perhitungan Equivalence Ratio.....	80
Lampiran C Hasil Produk Syngas.....	81
Lampiran D <i>Thermophysical properties of gases at atmospheric pressure</i>	83

(Halaman ini sengaja dikosongkan)

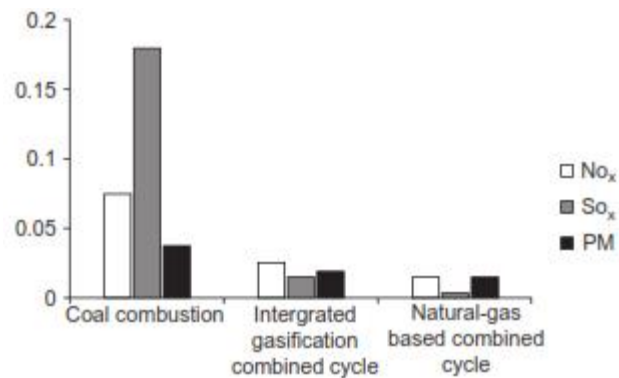
BAB I

PENDAHULUAN

1.1 Latar Belakang

Ketersediaan sumber energi dan adanya teknologi yang dapat mengubah sumber energi menjadi bentuk yang bermanfaat bagi masyarakat, merupakan salah satu faktor pemacu pertumbuhan perekonomian dunia. Semakin hari harga bahan bakar minyak semakin tinggi. Karena kenaikan bahan bakar minyak orang beralih ke bahan bakar alternatif dan batubara. Batubara merupakan salah satu hasil tambang yang termasuk salah satu bahan bakar fosil. Berdasarkan data dari *BP Statistical Review of World Energy* 2013 cadangan terbukti batu bara Indonesia untuk jenis *anthracite* dan *bituminous* sebesar 1520 juta ton dan untuk jenis *subbituminous* dan *lignite* sebesar 4009 juta ton. Sedangkan pada tingkat dunia cadangan batubara sebesar 404762 juta ton untuk jenis *anthracite* dan *bituminous*, untuk jenis *subbituminous* dan *lignite* sebesar 456176 juta ton [1].

Pada pembakaran batubara secara langsung untuk memperoleh energi panas, menghasilkan produk sampingan berupa gas buang (*flue gas*) dan abu. PLTU merupakan salah satu contoh pemanfaatan batubara secara langsung, dimana batubara dibakar di *boiler* untuk menghasilkan panas yang akan digunakan untuk mengubah air menjadi uap air (*steam*), yang selanjutnya digunakan untuk menggerakkan turbin uap dan memutar *generator* untuk menghasilkan energi listrik. Dengan adanya produk sampingan berupa *flue gas* dan abu dari pembakaran batubara menyebabkan meningkatnya level pencemaran udara. Dari Gambar 1.1 terlihat bahwa pembakaran batubara secara langsung untuk mendapatkan energi menghasilkan emisi yang lebih besar daripada IGCC (*Integrated gasification Combined Cycle*) dan *natural gas combined cycle*



Gambar 1.1 Perbandingan polutan dari pembangkit listrik menggunakan batubara pada *steam power plant*, *IGCC plant* dan *natural-gas combined cycle plan* [2]

Dibandingkan dengan minyak, salah satu kekurangan batubara adalah bentuknya yang berupa padatan, menyebabkan distribusi yang sulit dan nilai pemanfaatannya menjadi terbatas. Maka dari itu berbagai upaya dilakukan untuk merubah bentuk batubara menjadi bentuk gas dengan cara gasifikasi maupun bentuk cair dengan cara liquifikasi. Gasifikasi adalah teknologi proses thermo-kimia yang mengubah batubara padat menjadi *combustible gas*. Hasil konversi bentuk batubara ke bentuk gas dinamakan *syngas* (*syntetic gas*). Dengan pemanasan dalam *gasifier*, bahan baku biomassa / batubara akan terurai menjadi gas hidrogen, methana, karbon monoksida, karbon dioksida, nitrogen, polutan dan abu. Komponen *syngas* yang dapat dimanfaatkan untuk menghasilkan energi adalah hidrogen, methana dan karbon monoksida yang disebut *flammable gas*. Sedangkan kandungan *syngas* berupa CO₂, N₂, dan O₂ merupakan *non-flammable gas*. Polutan dan abu sisa gasifikasi diserap oleh *gas cleaning & cooling sub-system* yang terdiri dari *cyclone* untuk menyaring partikel padat yang terbawa dan *wet scrubber* untuk menyaring polutan, partikel padat, serta *tar* yang masih terbawa *syngas*.

Pemanfaatan batubara melalui proses gasifikasi penting dilakukan karena kebutuhan energi yang besar dan ketersediaan batubara di Indonesia dalam jumlah yang besar. *Equivalence ratio* memegang peranan yang sangat penting terhadap proses gasifikasi, apabila suplai udara terlalu besar maka tidak akan terjadi gasifikasi melainkan pembakaran (*combustion*), sedangkan jika suplai udara terlalu kecil akan terjadi proses *pyrolysis* serta produksi *syngas* tidak kontinu[3]. Hasil yang diharapkan dari proses gasifikasi yaitu gas yang mudah terbakar (*flammable gas*) (CO, H₂, CH₄) tidak terbentuk, maka dalam proses gasifikasi dibutuhkan suplai

udara yang terbatas dengan pengaturan *equivalence ratio* (ER). (Ardianto,2012) melakukan penelitian tentang pengaruh AFR(*air fuel ratio*) 0,79 ; 0,96 ; 1,11 dan 1,24 dengan menggunakan biomassa serbuk kayu sengon dengan gasifier tipe *downdraft*. Dari penelitian Ardianto didapatkan kesimpulan bahwa LHV tertinggi didapatkan pada AFR 0,79 sebesar 5318,42 kJ/m³ namun efisiensi cold gas terbaik didapat pada AFR 0,96 yaitu sebesar 67,798 %. Gasifier tipe *updraft* lebih unggul daripada gasifier tipe *downdraft* karena dapat melakukan gasifikasi dengan bahan bakar kualitas rendah(kandungan *ash* dan *moisture* tinggi),efisiensi yang lebih tinggi,dapat digunakan untuk daya yang lebih tinggi daripada *downdraft*, dan *heating value syngas* yang lebih tinggi[2].Berdasarkan uraian di atas yang menjelaskan tentang sensitifitas dari nilai ER optimasi output syngas maka perlu dilakukan penelitian mengenai pengaruh variasi *equivalence ratio* pada proses gasifikasi batubara menggunakan reaktor *updraft* milik UD. Gending Sidoarjo dengan bahan baku batubara *sub-bituminous* sehingga diketahui nilai ER yang optimal. Dalam penelitian ini akan dilakukan 5 (lima) variasi *equivalence ratio* untuk mengetahui pengaruhnya terhadap karakteristik *gasifier*,sehingga diharapkan mampu mendapatkan karakter terbaik dari gasifier *updraft* .Selain itu juga dilakukan pengukuran suhu dalam zona-zona yang terdapat pada proses gasifikasi yaitu partial oxidation, reduction, pyrolysis , dan drying. Sehingga dari penelitian ini didapatkan optimasi berupa kuantitas syngas, kualitas syngas, efisiensi gasifikasi, serta suhu burner yang tinggi.

1.2 Tujuan Penelitian

Adapun tujuan yang ingin dicapai dari penelitian ini, adalah :

a.Tujuan umum

Mengkonversi batubara (solid) menjadi *flammable gas* melalui proses gasifikasi

b.Tujuan Khusus

1. Mengidentifikasi proses gasifikasi dengan mengetahui temperatur pada zona *partial oxidation, reduction, pyrolysis, drying*.
2. Mendapatkan *equivalence ratio* yang optimal terhadap kualitas dan kuantitas *syngas* yang dihasilkan

1.3 Perumusan Masalah

Secara umum masalah dalam penelitian ini adalah untuk mengkonversi batubara (solid) menjadi *flammable gas* melalui proses gasifikasi, yang secara khusus terdiri dari:

1. Bagaimana Mengidentifikasi proses gasifikasi dengan mengetahui temperatur pada zona *partial oxidation, reduction, pyrolysis, drying*.
2. Bagaimana mendapatkan *equivalence ratio* yang optimal terhadap kualitas dan kuantitas *syngas* yang dihasilkan

1.4 Batasan Masalah

Agar pengujian yang dilakukan terfokus pada permasalahan yang akan diselesaikan, diperlukan adanya batasan masalah dalam penelitian ini, sebagai berikut:

1. Penelitian tidak membahas mengenai pembuatan *gasifier*.
2. *Gasifier* yang digunakan adalah tipe *updraft* pada *plant* PLTD dual *fuel*
3. Reaksi kimia yang dibahas pada penelitian ini dibatasi pada proses gasifikasi.
4. Batubara yang digunakan dalam penelitian ini adalah jenis *sub-bituminous*

1.5 Manfaat Penelitian

Manfaat yang didapatkan dari penelitian ini antara lain :

1. Sisi Iptek

Teknologi ini dapat dikembangkan berdasarkan disiplin ilmu yang dikuasai oleh mahasiswa, seperti disiplin ilmu termodinamika dan *internal combustion engine* sehingga nantinya *syngas* dapat dimanfaatkan untuk pembangkit listrik maupun substitusi bahan bakar pada *internal combustion engine*.

2. Sisi Industri

Dengan dilakukannya penelitian tentang gasifikasi ini diharapkan dapat menentukan spesifikasi dan karakter *gasifier* yang akan diproduksi di UD. Gending.

3. Sisi Ekonomi

Teknologi ini dapat menjadi salah satu solusi konversi bahan bakar solid fosil menjadi *flammable gas* dengan biaya yang relatif lebih rendah

penelitian ini juga diharapkan dapat memberikan sumbangan pemikiran dan mendorong masyarakat Indonesia agar mendorong kehidupan mandiri energi.

1.6 Sistematika Penulisan

Sistematika penulisan yang digunakan adalah sebagai berikut:

- BAB I PENDAHULUAN

Pada bagian ini diuraikan latar belakang, tujuan penelitian, perumusan masalah, Batasan masalah, metodologi penelitian, manfaat penelitian dan sistematika penulisan.

- BAB II DASAR TEORI

Pada bagian ini diuraikan beberapa landasan teori dan hasil penelitian sebelumnya yang berkaitan dengan unjuk kerja dan properties *gas* yang dihasilkan oleh reactor *gasifikasi*.

- BAB III METODE PENELITIAN

Pada bagian ini akan diuraikan metode penelitian, spesifikasi peralatan yang akan dipakai dalam pengujian, cara pengujian, dan data yang diambil.

-BAB IV HASIL DAN PEMBAHASAN

Pada bagian ini dibahas analisa hasil penelitian dengan mengaitkannya terhadap teori. Pembahasannya meliputi distribusi temperatur di reaktor, visualisasi api dan temperatur api, komposisi syngas, nilai kalor, debit syngas, dan cold gas efficiency

-BAB V KESIMPULAN DAN SARAN

Pada bagian ini berisi kesimpulan hasil dan saran.

(Halaman ini sengaja dikosongkan)

BAB II

KAJIAN PUSTAKA DAN DASAR TEORI

2.1 Dasar Teori

2.1.1 Batubara

Batubara adalah sisa tumbuhan dari jaman prasejarah yang berubah bentuk yang awalnya berakumulasi di rawa dan lahan gambut. Penimbunan lanau dan sedimen lainnya, bersama dengan pergeseran kerak bumi (dikenal sebagai pergeseran tektonik) mengubur rawa dan gambut yang seringkali sampai ke kedalaman yang sangat dalam. Dengan penimbunan tersebut, material tumbuhan tersebut terkena suhu dan tekanan yang tinggi. Suhu dan tekanan yang tinggi tersebut menyebabkan tumbuhan tersebut mengalami proses perubahan fisika dan kimiawi dan mengubah tumbuhan tersebut menjadi gambut dan kemudian batu bara. Pembentukan batubara dimulai sejak *carboniferous period* (periode pembentukan karbon atau batu bara) dikenal sebagai zaman batu bara pertama – yang berlangsung antara 360 juta sampai 290 juta tahun yang lalu.

Mutu dari setiap endapan batu bara ditentukan oleh suhu dan tekanan serta lama waktu pembentukan, yang disebut sebagai ‘maturitas organik’. Batubara dibedakan menjadi berbagai jenis tergantung kepada suhu dan tekanan seperti yang telah disebutkan di atas. Jenis jenis batubara adalah :

a) Gambut (*peat*)

Golongan ini sebenarnya belum termasuk jenis batubara, tapi merupakan bahan bakar. Gambar 2.1 menunjukkan bahwa gambut merupakan fase awal dari proses pembentukan batubara. Endapan ini masih memperlihatkan sifat awal dari bahan dasarnya (tumbuh-tumbuhan).

b) *Lignite*

Golongan ini sudah memperlihatkan proses selanjutnya berupa struktur kekar dan gejala pelapisan. Apabila dikeringkan, maka *gas* dan airnya akan keluar. Endapan ini bisa dimanfaatkan secara terbatas untuk kepentingan yang bersifat sederhana, karena panas yang dikeluarkan sangat rendah.

c) *Sub-Bituminous* (Bitumen Menengah)

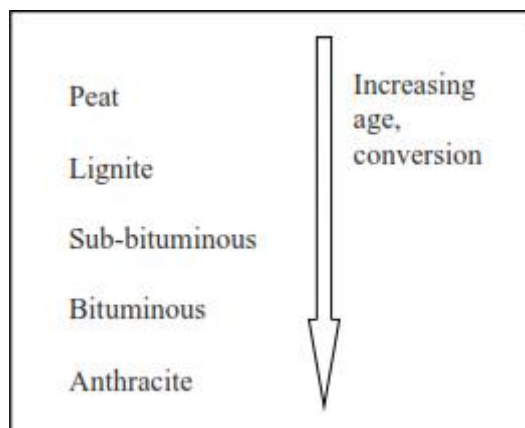
Golongan ini memperlihatkan ciri-ciri tertentu yaitu warna yang kehitam-hitaman dan sudah mengandung lilin. Endapan ini dapat digunakan untuk pemanfaatan pembakaran yang cukup dengan temperatur yang tidak terlalu tinggi.

d) *Bituminous*

Golongan ini dicirikan dengan sifat-sifat yang padat, hitam, rapuh (brittle) dengan membentuk bongkah-bongkah prismatic. Berlapis dan tidak mengeluarkan *gas* dan air bila dikeringkan. Endapan ini dapat digunakan antara lain untuk kepentingan transportasi dan industri.

e) *Anthracite*

Golongan ini berwarna hitam, keras, mengkilap, dan pecahannya memperlihatkan pecahan *chocoidal*. Pada proses pembakaran memperlihatkan warna biru dengan derajat pemanasan yang tinggi. Digunakan untuk berbagai macam industri besar yang memerlukan temperatur tinggi.



Gambar 2.1 jenis batubara berdasarkan umurnya[4]

2.1.1.1 Kandungan Batubara

Setiap jenis batubara memiliki komposisi yang berbeda beda. Pengujian kandungan batubara secara *proximate* dan *ultimate* dibutuhkan untuk mengetahui karakter dan komposisi dari batubara, secara fisik, kimia dan *fuel properties*, dari batubara yang akan digunakan pada proses gasifikasi. Pada Tabel 2.1 ditampilkan analisa *proximate* dari berbagai jenis-jenis batubara yang menunjukkan kandungan *moisture*, *volatile matter*, *ash* dan *fixed carbon* pada batubara. Pada Tabel 2.1 juga

ditampilkan analisa *ultimate* dari berbagai macam batubara, dimana analisa *ultimate* bertujuan menyatakan komposisi karbon, hidrogen, nitrogen, belerang, dan oksigen. Data yang didapatkan dari analisa *ultimate* dapat digunakan untuk menghitung AFR_{stoich}

Tabel 2.1 Analisa *proximate* dan *ultimate* dari berbagai jenis batubara[5]

Analyses of various coals											
Coal			Proximate analysis, % mass ar				Ultimate analysis, % mass on maf coal				
Country	Region	Rank	Fixed carbon	Volatile matter	Water	Ash	C	H	O	N	S
Germany	Rhein	Brown coal	17.3	20.0	60.0	2.7	67.5	5.0	26.5	0.5	0.5
USA	North Dakota	Lignite	27.8	24.9	36.9	10.4	71.0	4.3	23.2	1.1	0.4
USA	Montana	Sub-bituminous	43.6	34.7	10.5	11.2	76.4	5.6	14.9	1.7	1.4
USA	Illinois	Bituminous	39.3	37.0	13.0	10.7	78.4	5.4	9.9	1.4	4.9
Poland	Typical	Bituminous	54.9	35.6	5.3	4.2	82.8	5.1	10.1	1.4	0.6
S. Africa	Typical	Bituminous	51.3	32.7	2.2	13.8	83.8	4.8	8.4	2.0	1.0
China	Datung	Bituminous	50.9	28.1	11.9	9.1	84.4	4.4	9.5	0.9	0.8
India	Typical	Bituminous	30.0	23.0	7.0	40.0	75.5	6.4	15.2	1.5	1.4
Australia	Typical	Bituminous	44.9	41.1	4.5	9.5	81.3	5.8	10.0	2.0	0.9
Germany	Ruhr	Anthracite	81.8	7.7	4.5	6.0	91.8	3.6	2.5	1.4	0.7

ar, as received; maf, moisture-and-ash-free.

Pada penelitian ini menggunakan analisa *proximate* dan *ultimate* batubara dengan referensi (Nukman, 2009) yang ditampilkan pada tabel 2.2

Tabel 2.2 Analisa *proximate* dan *ultimate* batubara sub-bitouminus Indonesia [6]

Proximate %				Ultimate %					HHV
Moisture	ash	Volatile matter	Fixed Carbon	C	H	N	O	S	
8,67	3,12	38,84	49,37	69,16	5,14	0,14	25,38	0,18	22.767,00 kJ/kg

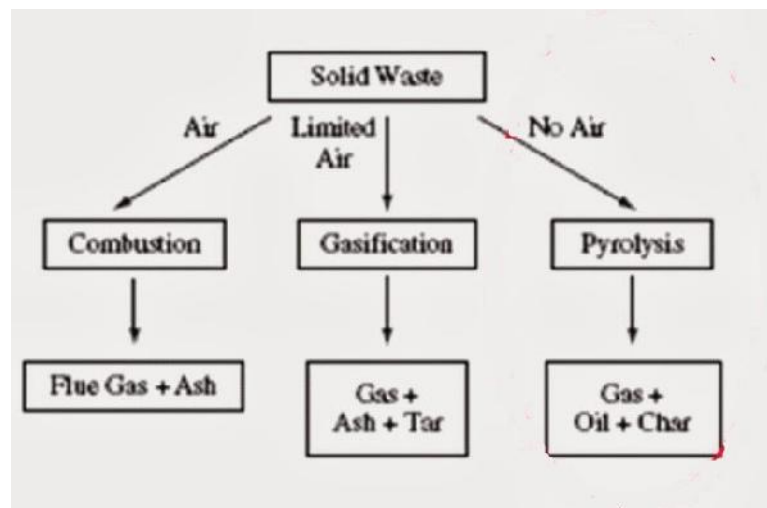
2.1.2 Gasifikasi

2.1.2.1 Definisi Gasifikasi

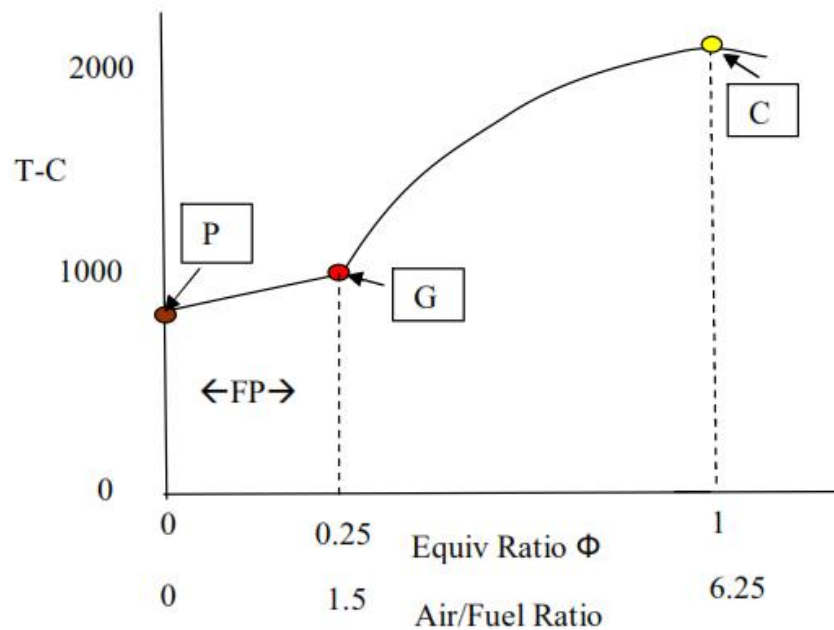
Batubara memiliki tiga metode konversi secara *thermochemical* , yaitu pirolisis, gasifikasi dan pembakaran (*combustion*). Perbedaan jenis konversi tersebut terletak pada jumlah udara (oksigen) yang dikonsumsi saat proses konversi berlangsung .Teknologi gasifikasi merupakan suatu bentuk peningkatan energi yang terkandung di dalam batubara melalui suatu konversi dari fase padat menjadi fase gas dengan menggunakan proses degradasi termal material-material organik pada temperatur tinggi di dalam pembakaran yang tidak sempurna. Proses ini berlangsung di dalam suatu alat yang disebut *gasifier*. Ke dalam *gasifier* ini nantinya akan dimasukkan bahan bakar batubara untuk dibakar secara tidak

sempurna. Dengan kata lain, proses gasifikasi merupakan proses pembakaran parsial bahan baku padat, melibatkan reaksi antara oksigen dengan bahan bakar padat. Uap air dan karbon dioksida hasil pembakaran direduksi menjadi gas yang dapat terbakar (*flammable*), yaitu karbon monoksida (CO), hidrogen (H₂) dan metan (CH₄). Gas-gas ini dapat dipakai sebagai pengganti BBM guna berbagai keperluan seperti menggerakkan mesin pembakaran dalam (diesel atau bensin), yang selanjutnya dapat dimanfaatkan untuk pembangkitan listrik.

Gasifikasi adalah suatu proses konversi bahan bakar padat menjadi gas mampu bakar (CO, CH₄, dan H₂) melalui proses pembakaran dengan suplai udara terbatas (20%-40% udara stoikiometri). Proses gasifikasi merupakan suatu proses kimia untuk mengubah material yang mengandung karbon menjadi *gas* mampu bakar. Berdasarkan definisi tersebut, maka bahan bakar yang digunakan untuk proses *gasifikasi* menggunakan material yang mengandung hidrokarbon seperti batubara, *petcoke*(*petroleum coke*), dan biomassa. Keseluruhan proses gasifikasi terjadi di dalam reaktor gasifikasi yang dikenal dengan nama *gasifier*. Di dalam *gasifier* inilah terjadi suatu proses pemanasan sampai temperatur reaksi tertentu dan selanjutnya bahan bakar tersebut melalui proses pembakaran dengan bereaksi terhadap oksigen untuk kemudian dihasilkan gas mampu bakar dan sisa hasil pembakaran lainnya.



Gambar 2.2 Ilustrasi perbandingan *gasifikasi* , *combustion* dan *pyrolysis*[7]



Gambar 2.3 *Equivalence ratio* dan *air/fuel ratio* pada P=*pyrolysis* , G=*gasification*, C=*combustion* [8]

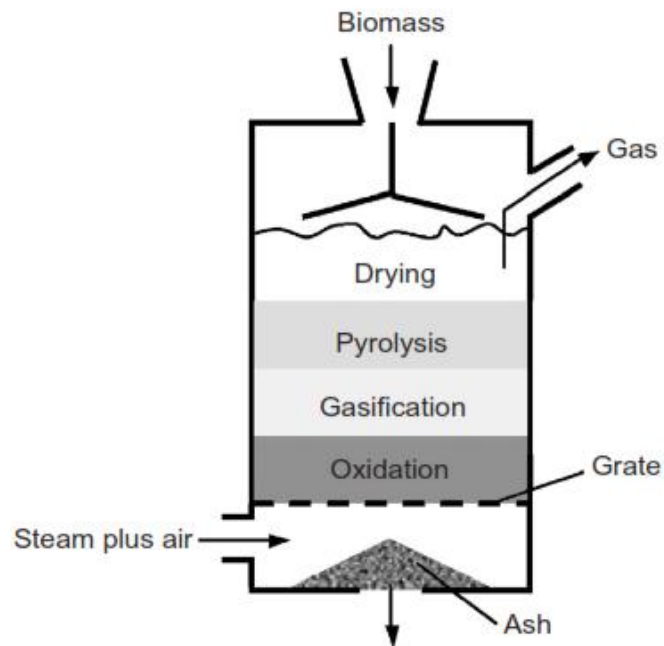
2.1.2.2 Tipe *Gasifier*

Semakin berkembangnya teknologi gasifikasi membuat proses penelitian dan pengembangan *gasifier* terus dilakukan. Pengembangan dilakukan dengan berbagai pertimbangan diantaranya mengurangi kandungan tar dan sulfur pada hasil *syngas*. Tipe-tipe *gasifier* yaitu:

1. *Fixed-bed gasifier*

a. *Updraft*

Gasifier tipe *updraft* adalah salah satu yang paling sederhana dan tertua dari semua desain. Pada tipe ini, *gasifying agent* (udara, oksigen, atau uap) dihembuskan ke atas, sementara bahan bakar bergerak ke bawah, dengan demikian gas dan padatan dalam arah yang berlawanan. Gas produk keluar dari bagian atas *gasifier*. Media gasifikasi (*gasifying agent*) memasuki reaktor melalui *grate* atau *distributor*, di mana ia bertemu dengan abu panas. Abu turun melalui *grate* yang sering dibuat bergerak (berputar atau reciprocating). Meskipun desain *gasifier* ini sederhana namun memiliki keunggulan yang ditunjukkan pada tabel 2.3.



Gambar 2.4 skema *updraft gasifier* [2]

Tabel 2.3 Karakteristik *fixed bed gasifier*[2]

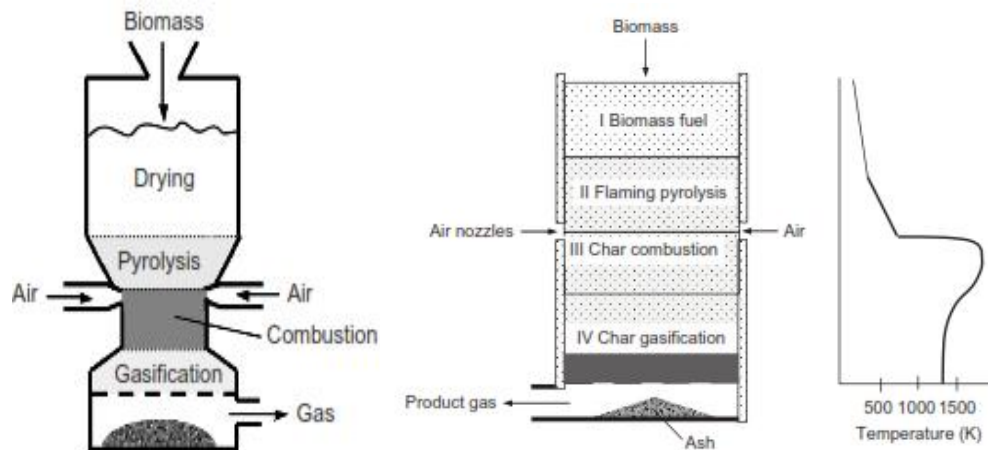
Fuel (wood)	Updraft	Downdraft	Crossdraft
Moisture wet basis (%)	60 max	25 max	10–20
Dry-ash basis (%)	25 max	6 max	0.5–1.0
Ash melting temperature (°C)	>1000	>1250	
Size (mm)	5–100	20–100	5–20
Application range (MW)	2–30	1–2	
Gas exit temperature (°C)	200–400	700	1250
Tar (g/Nm ³)	30–150	0.015–3.0	0.01–0.1
Gas LHV (MJ/Nm ³)	5–6	4.5–5.0	4.0–4.5
Hot-gas efficiency (%)	90–95	85–90	75–90
Turn-down ratio (–)	5–10	3–4	2–3
Hearth load (MW/m ²)	<2.8		

Source: Adapted from Knoef, 2005, p. 26.

b. *Downdraft*

Sebuah *gasifier downdraft* adalah reaktor di mana arah aliran udara dan bahan baku sama-sama menuju bawah. Gas produk mengalir ke bawah (memberikan nama *downdraft*) dan gas keluar dari bagian bawah

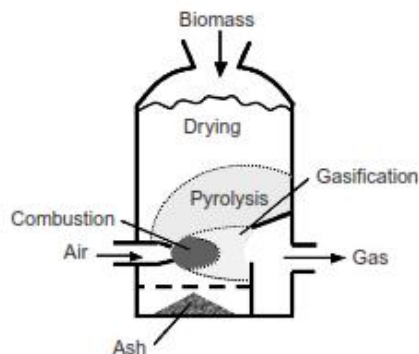
gasifier . Gasifikasi jenis ini menghasilkan *tar* yang lebih rendah dibandingkan jenis *updraft*. Hal ini karena *tar* yang merupakan hasil pirolisis terbawa bersama gas dan kemudian masuk ke daerah pembakaran (combustion) dan kemudian gasifikasi yang memiliki temperatur lebih tinggi. Pada daerah gasifikasi dan pembakaran inilah, *tar* kemudian akan terurai.



Gambar 2.5 Skema *downdraft* [2]

c. Crossdraft Gasifiers

Udara disemprotkan ke dalam ruang bakar dari lubang arah samping yang saling berhadapan dengan lubang *syngas* keluar sehingga pembakaran dapat terkonsentrasi pada satu bagian saja dan berlangsung secara lebih banyak dalam suatu satuan waktu tertentu.



Gambar 2.6 Skema *crossdraft* [2]

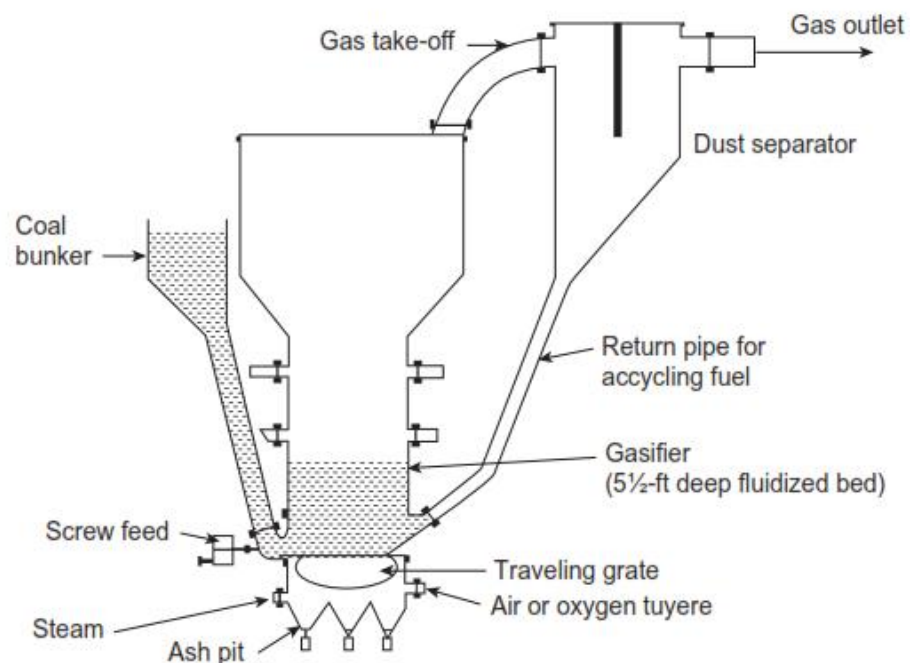
2. Fluidized bed

Terdapat 2 (dua) jenis pengoperasian reaktor unggun terfluidakan yaitu *bubbling fluidized bed* (BFB) dan *circulating fluidized bed*

(CFB).Kecepatan fluidization pada CFB lebih tinggi (3.5-5.5 m/s) daripada bubbling bed (0.5-1.0 m/s).

A) BFB (*Bubbling Fluidized Bed*)

Di dalam reaktor BFB, aliran *gas* mengalir ke atas melalui unggun yang terdiri atas material granuler yang bebas bergerak (misalnya pasir). Kecepatan aliran gas harus cukup tinggi untuk menjaga agar pasir tetap berada pada kondisi terfluidisasi. *Gasifying agent* yang digunakan umumnya adalah udara, oksigen, ataupun uap air. Sedangkan material pasir yang umum digunakan adalah *dolomite*, *calcite*, atau alumina. Jenis reaktor unggun terfluidakan memiliki keunggulan dalam hal pencampuran yang baik serta perpindahan massa dan panas yang baik pula. Gasifikasi yang dijalankan pada reaktor jenis ini sangat efisien dan umumnya dapat mencapai konversi karbon 95-99%. Debu yang terbawa oleh *gas* dipisahkan menggunakan siklon. Jenis reaktor BFB digunakan oleh EPI, GTI-RENUGAS, Carbona, FosterWheeler, dan MTCL.



Gambar 2.7 Sketsa Winkler *bubbling fluidized-bed gasifier* [2]

Keunggulan penggunaan *gasifier* BFB adalah:

- Perolehan *gas* produk lebih beragam
- Profil temperatur di sepanjang reaktor lebih beragam
- Rentang ukuran partikel yang dapat dioperasikan dalam *gasifier* ini lebih lebar, termasuk partikel halus

B)CFB (*Circulating Fluidized Bed*)

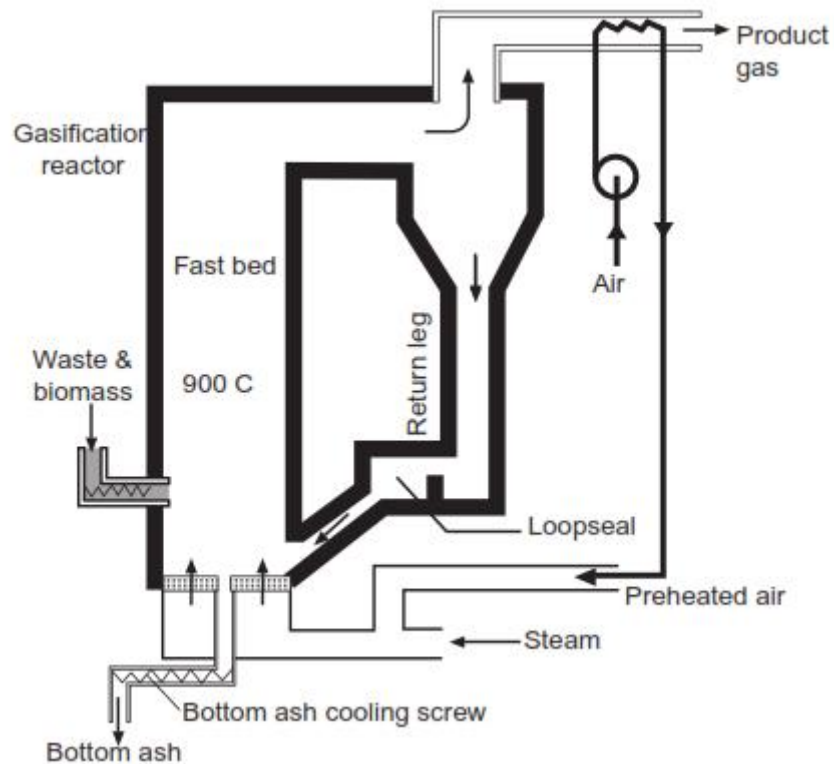
Pada CFB kecepatan aliran *fluida* berkisar antara 4 – 7 m/s, hampir seluruh padatan material pasir terbawa oleh aliran sehingga pengoperasian reaktor menjadi CFB. Material pasir dipisahkan dari aliran gas di dalam siklon sedangkan debu-debu halus dipisahkan dari gas menggunakan *dusting equipment*. Jenis reaktor CFB digunakan oleh FERCO.

Keunggulan reaktor CFB adalah:

- ~ Cocok untuk reaksi yang berjalan dengan cepat,
- ~ Laju perpindahan panas cepat akibat pengaruh dari kapasitas panas material unggun yang tinggi
- ~ Adanya saluran sirkulasi yang memungkinkan pengolahan kembali bahan bakar yang belum terkonversi. Dengan adanya saluran sirkulasi tersebut, waktu tinggal bahan bakar di dalam *gasifier* lebih lama sehingga memungkinkan bahan bakar terkonversi sempurna.

Kelemahan reaktor ini adalah:

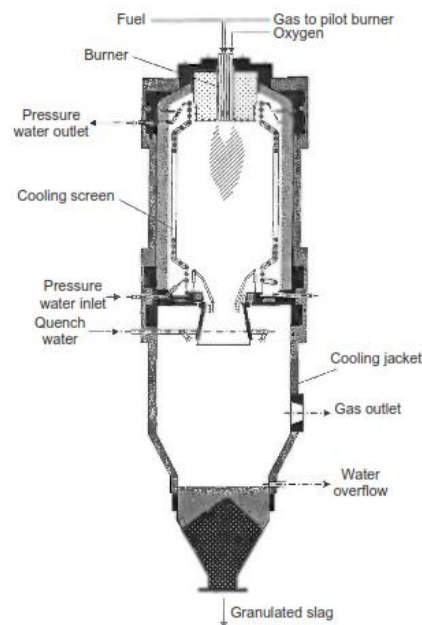
- ~ ukuran partikel sangat menentukan laju transport minimum, kecepatan yang terlalu tinggi dapat menyebabkan erosi peralatan.



Gambar 2.8 Skema CFB [2]

3. *Entrained Flow*

Dalam *entrained flow* serbuk batubara yang berukuran 0.1 mm dicampur dengan uap dan O_2 sebelum diumpankan ke dalam *gasifier*. Ukuran serbuk batubara yang kecil digunakan dengan alasan residence time yang pendek. Proses ini telah digunakan untuk memproduksi *syngas* dengan nama proses Koppers-Totzek. Proses yang sejenis kemudian muncul seperti proses PRENFLO, Shell, Texaco , dan DOW



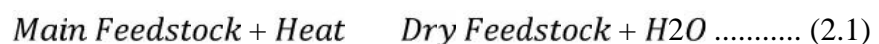
Gambar 2.9 Skema Entratained Flow [2]

2.1.2.3 Tahapan Gasifikasi

Pada proses gasifikasi ada beberapa tahapan yang dilalui oleh batubara sehingga pada akhirnya menjadi *gas* yang *flammable*. Tahapan gasifikasi dapat berbeda untuk setiap *gasifier*. Pada tulisan ini akan dijelaskan tahapan gasifikasi pada *gasifier* tipe *updraft*. Berdasarkan jurnal [9] Proses tersebut meliputi :

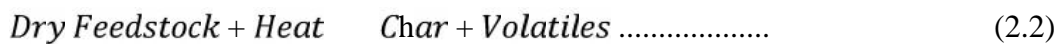
1. *Drying*

Proses *drying* dilakukan untuk mengurangi kadar air (*moisture*) yang terkandung di dalam biomass bahkan sebisa mungkin kandungan air tersebut hilang. Temperatur pada zona ini berkisar antara 100-250° C. Kadar air pada biomass dihilangkan melalui proses konveksi karena pada reaktor terjadi pemanasan dan udara yang bergerak memiliki *humidity* yang relatif rendah sehingga dapat mengeluarkan kandungan air biomass. Semakin tinggi temperatur pemanasan akan mampu mempercepat proses difusi dari kadar air yang terkandung di dalam biomass sehingga proses *drying* akan berlangsung lebih cepat. Reaksi oksidasi, yang terjadi pada reaktor menghasilkan energi panas yang cukup besar dan menyebar ke seluruh bagian reaktor. Disamping itu kecepatan gerak media pengering turut mempengaruhi proses *drying* yang terjadi



2. Pirolisis

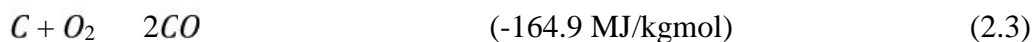
Pirolisis adalah dekomposisi thermo kimia dari batubara menjadi berbagai produk yang bermanfaat, dalam keadaan tidak adanya oksidator secara total atau dengan pasokan yang terbatas yang tidak mengizinkan gasifikasi ke tingkat yang cukup. Ini adalah salah satu beberapa langkah reaksi atau zona diamati dalam *gasifier*. Selama pirolisis, molekul hidrokarbon kompleks batubara terurai menjadi molekul yang lebih simple dan relatif lebih kecil seperti gas, cairan, dan char. Ini berlangsung pada suhu yang lebih besar dari 250-500°C



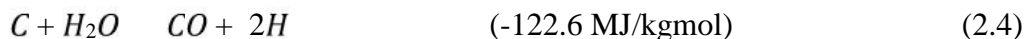
3. Gasification (reduction)

Ini adalah zona utama dimana kita mendapatkan *syngas*. Proses reduksi adalah reaksi penyerapan panas (endoterm), yang mana temperatur keluar dari *gas* yang dihasilkan harus diperhatikan. Pada proses ini terjadi beberapa reaksi kimia. Di antaranya adalah *Bourdouar reaction*, *steam-carbon reaction*, *water-gas shift reaction*, dan *CO methanation* yang merupakan proses penting terbentuknya senyawa – senyawa yang berguna untuk menghasilkan *flammable gas*, seperti *hydrogen* dan karbon monoksida. Proses ini terjadi pada kisaran temperatur 600 sampai 1000° C. Berikut adalah reaksi kimia yang terjadi pada zona tersebut :

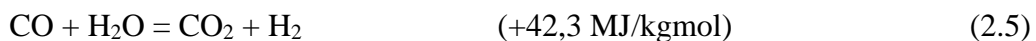
Boudouard reaction



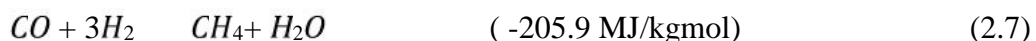
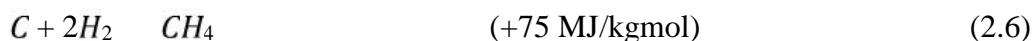
Steam-carbon reaction :



water-gas shift reaction



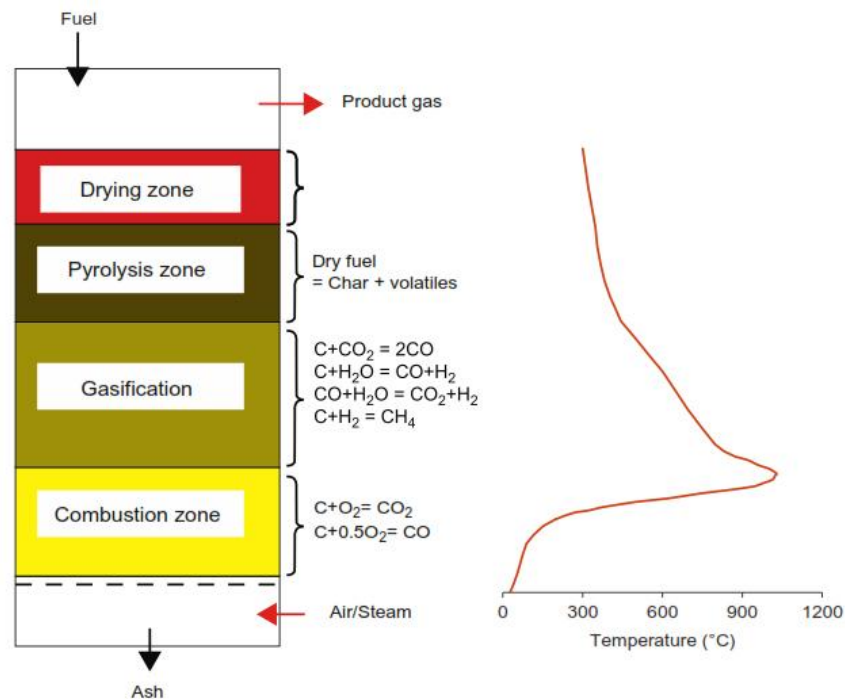
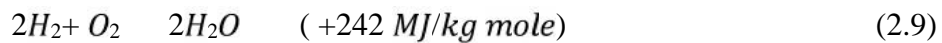
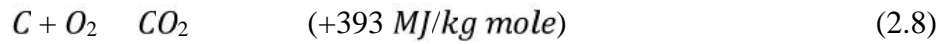
methanation



4. Oksidasi parsial

Proses oksidasi adalah proses yang menghasilkan panas (eksoterm) yang memanaskan lapisan karbon di bawah. Proses ini terjadi pada

temperatur yang relatif tinggi, umumnya 700-1500 °C. Pada temperatur setinggi ini pada *gasifier updraft*, akan memecah substansi tar sehingga kandungan tar yang dihasilkan lebih rendah. Adapun reaksi kimia yang terjadi pada proses oksidasi ini adalah sebagai berikut :



Gambar 2.10 Tahapan dan distribusi suhu pada *Updraft gasifier* [2]

2.1.3 Gasifying Agent

Pemilihan *gasifying agent* sangat penting karena tergantung pada jenis reaktor serta investasi biaya yang dibutuhkan. Pada proses gasifikasi dapat menggunakan *gasifying agent* tunggal maupun campuran, yang paling sering digunakan adalah udara, oksigen, karbon dioksida, dan uap. Penggunaan udara sebagai *gasifying agent* banyak digunakan karena cukup dengan suplay udara dari blower sehingga lebih murah daripada *gasifying agent* lainnya. Di sisi lain, penggunaan uap dapat menyebabkan kenaikan biaya karena panas yang dibutuhkan untuk reaksi gasifikasi, biaya untuk menghasilkan uap, dan dibutuhkan pipa khusus untuk tekanan tinggi. *Gasifying agent* berdampak pada kualitas dan kuantitas *syngas*. Ada empat agen gasifikasi umum digunakan :

udara, uap, *oxygen* dan campuran udara-uap. Penggunaan *gasifying agent* dapat mempengaruhi komposisi gas, kandungan tar, dan *heating value*. Gil (1999) melakukan percobaan untuk mengetahui pengaruh dari *gasifying agent* pada komposisi syngas, heating value, kandungan tar , dan *gas yield*. Tabel 2.4 merupakan komposisi tar untuk *gasifying agent* yang berbeda dan menunjukkan tar terbentuk ketika uap digunakan sebagai *gasifying agent*. Tabel ini juga menunjukkan agen gasifikasi dapat menambah atau mengurangi *heating value* syngas.

Tabel 2.4 karakteristik syngas berdasarkan *gasifying agent* [10]

Gasification Agent	T(°C)	Gas Composition (dry basis)		Yields		
		H ₂ (%)	CO(%)	Tar (g/kg)	Gas (Nm ³ /kg)	LHV (MJ/Nm ³)
Air	780-830	5.0-16.3	9.9-22.4	3.7-61.9	1.25-2.45	3.7-8.4
O ₂ Steam	785-830	13.8-31.7	42.5-52.0	2.2-46	0.86-1.14	10.3-13.5
Steam	750-780	38-56	17-32	60-95	1.3-1.6	12.2-13.8

Tabel 2. 5 karakteristik syngas berdasarkan *gasifying agent* [2]

Medium	Heating Value (MJ/Nm ³)
Air	4–7
Steam	10–18
Oxygen	12–28

2.1.4 Komposisi gas dan nilai kalor

Komposisi gas bergantung pada bahan bakar , *gasifying agent* , jenis gasifier, ER , dan jenis katalis[11]. Pada proses gasifikasi dengan menggunakan udara sebagai *gasifying agent*, syngas mengandung *flammable gas* dan *non flammable gas* . *Flammable gas* terdiri dari gas CO,CH₄,H₂ , sedangkan *non-flammable gas* terdiri dari gas N₂ dan CO₂.

Nilai kalor bawah atau low heating value pada gas yang diproduksi dari konsentrasi gas yang terbakar (CO, CH₄, H₂) yaitu :

$$LHV_{GAS} = \sum_{i=1}^n Y_i \cdot LHV_i \quad (2.10)$$

Keterangan :

$$Y_i = \text{Prosentase flammable gas (CO, CH}_4\text{, H}_2\text{)}$$

LHV_i = Nilai kalor bawaan gas terbakar (CO, CH_4, H_2)

Tabel 2.6 LHV_i dari *flammable gas* CO, CH_4, H_2 [12]

Gas yang terbakar	$HHV_i \frac{kJ}{m^3}$
CO	12630
CH_4	39820
H_2	12740

2.1.5 Equivalence Ratio (ER)

Equivalence ratio (ER) adalah salah satu parameter penting dalam proses gasifikasi sehingga ER berdampak pada kualitas dan kuantitas *syngas* yang diproduksi. Dampak dari ER seperti komposisi *syngas*, heating value, dan kandungan tar. ER dalam proses gasifikasi menggunakan udara dengan jumlah yang terbatas. ER yang terlalu tinggi maupun terlalu rendah menimbulkan beberapa permasalahan. Jika ER terlalu kecil maka produk *char* bertambah, produksi *syngas* yang kecil, serta heating value yang rendah. Sebaliknya pada ER yang tinggi dimana penggunaan jumlah udara yang besar maka meningkatkan komposisi gas CO_2 dan H_2O dikarenakan semakin mendekati pembakaran sempurna. Kehadiran gas CO_2 dan H_2O mengakibatkan prosentase *flammable gas* CO dan H_2 turun sehingga heating value nya turun pula. ER pada proses gasifikasi biasanya berkisar antara 0.2-0.3[2]. Semakin tinggi nilai ER maka jumlah udara yang dimasukkan ke dalam *gasifier* semakin besar. *Equivalence ratio* dihitung berdasarkan jumlah aktual udara/bahan bakar yang dimasukkan ke *gasifier* dibagi jumlah udara/bahan bakar stokiometri. Pada penelitian ini variasi ER dilakukan dengan memvariasikan putaran blower menggunakan *dimmer* sehingga udara yang memasuki *gasifier* akan berbeda. Rumus ER yaitu [9] :

$$ER = \frac{\left(\dot{m}_{air} / \dot{m}_{fuel}(ar) \right)_{aktual}}{\left(\dot{m}_{air} / \dot{m}_{fuel}(ar) \right)_{Stoich}} = \frac{AFR_{Aktual}}{AFR_{Stoic}} \quad (2.11)$$

Keterangan:

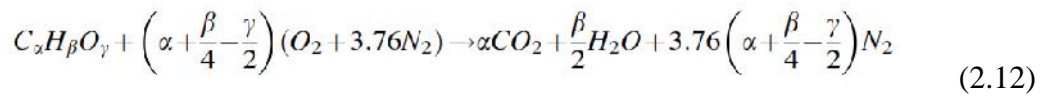
ER = *equivalence ratio*

$\left(\dot{m}_{air} / \dot{m}_{fuel}(ar) \right)_{aktual}$ = mass flow udara dibandingkan mass flow bahan bakar pada kondisi aktual

$\left(\dot{m}_{air} / \dot{m}_{fuel}(ar) \right) Stoich$ = mass flow udara dibandingkan mass flow bahan bakar

pada kondisi pembakara sempurna (*stoichiometry*)

$\frac{\dot{m}_{air}}{\dot{m}_{fuel}} stoic$ adalah perbandingan jumlah udara dan bahan bakar yang dibutuhkan untuk mendapatkan pembakaran yang sempurna atau biasa disebut $AFR_{stoichiometry}$. Perhitungan $\frac{\dot{m}_{air}}{\dot{m}_{fuel}} stoic$ batubara diambil dari uji *ultimate* batubara pada kondisi *ar (as received)* berdasarkan Tabel 2.2. Rumus kimia untuk kesetimbangan stoikiometri nya adalah :



$$\frac{\dot{m}_{air}}{\dot{m}_{fuel}} stoic = 4,76 \left(\alpha + \frac{\beta}{4} + \frac{\gamma}{2} \right) \frac{MW_{air}}{MW_{fuel}} \quad (2.13)$$

Keterangan :

C = $\frac{\% C}{berat\ molekul\ atom\ C}$ = fraksi mol C batubara

H = $\frac{\% H}{berat\ molekul\ atom\ H}$ = fraksi mol H batubara

O_γ = $\frac{\% O}{berat\ molekul\ atom\ O}$ = fraksi mol O batubara

A/F_{stoic} = air – fuel *ratio* stoikiometri

MW air = Molecular weight air (28,85)

MW fuel = Molecular weight fuel (98,38)

2.1.6 Efisiensi gasifikasi

Efisiensi gasifikasi didefinisikan sebagai rasio energi yang terkandung dalam syngas dibagi dengan energi yang terkandung dalam bahan baku(batubara).

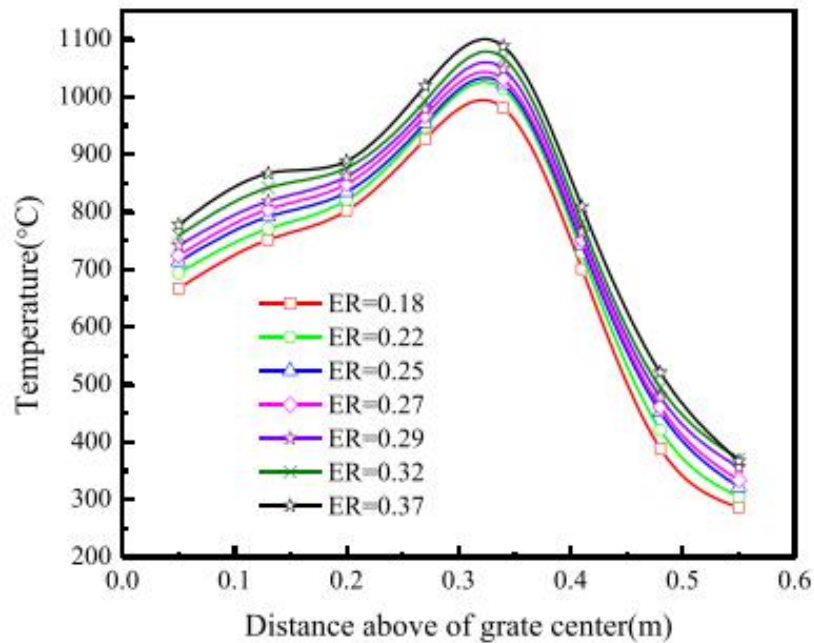
Efisiensi gasifikasi dihitung setelah melalui proses cleaning.

$$\eta_{gasifikasi} = \frac{Calorific\ Value\ syngas \frac{MJ}{m^3} \times debit\ syngas \frac{m^3}{jam}}{HHV\ of\ coal \frac{MJ}{kg} \times \dot{m}_{coal} \frac{kg}{jam}} \times 100 \% \quad (2.14)$$

2.2 Referensi Penelitian

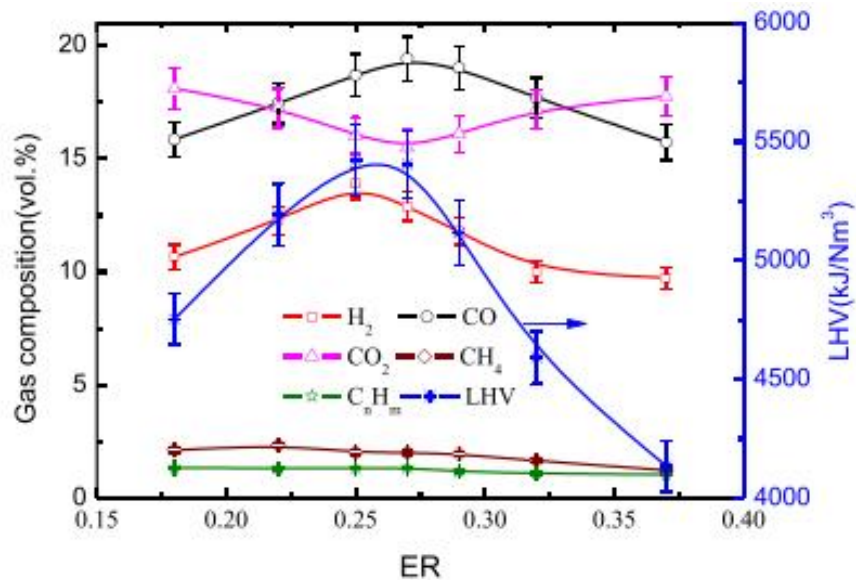
(Guo dkk., 2014) [13] melakukan penelitian gasifikasi dengan bahan bakar biomasa *corn stalk* dengan ER (*equivalence ratio*) 0,18; 0,22; 0,25; 0,27; 0,29; 0,32

dan 0,37 pada gasifier tipe *downdraft* dengan menggunakan *gasifying agent* udara sekitar.



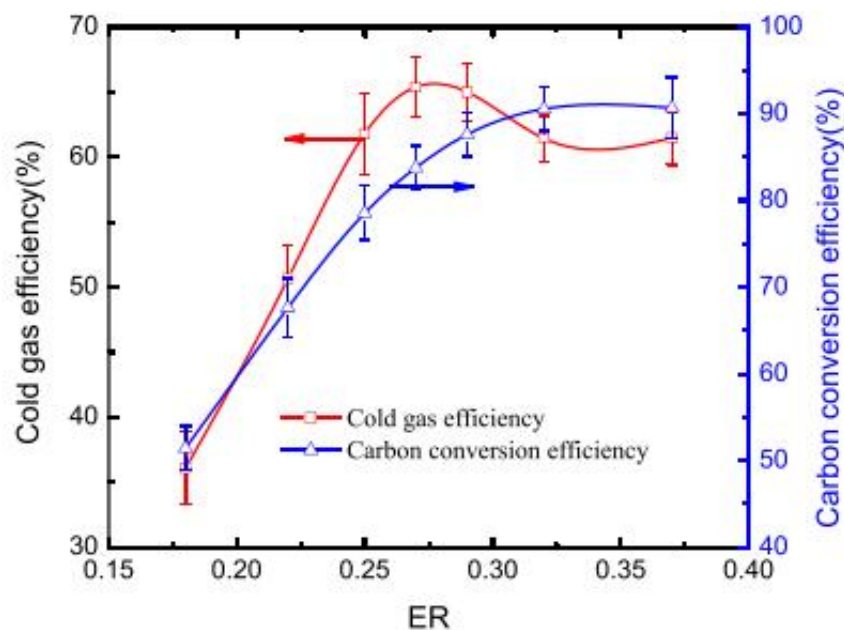
Gambar 2.11 Pengaruh suhu di gasifier terhadap perubahan ER [13]

Peningkatan ER meningkatkan reaksi pembakaran untuk melepaskan panas, sehingga menghasilkan operasi suhu yang lebih tinggi di gasifier. Temperatur tertinggi terdapat pada zona oksidasi



Gambar 2.12 Pengaruh ER terhadap komposisi gas dan LHV[13]

Dari gambar 2.12 menunjukkan bahwa semakin besar variasi ER prosentase H₂ terus meningkat sampai ER 0,25 yaitu sebesar 12,89% kemudian turun karena semakin meningkatnya reaksi pembakaran . Prosentase gas CO menunjukkan tren meningkat saat ER meningkat hingga pada puncaknya yaitu pada ER=0,27 sebesar 19,41%. Sedangkan flammable gas lain yaitu CH₄ menunjukkan tren semakin besar ER, prosentase CH₄ semakin kecil . Nilai dari LHV (*lower heating value*) dipengaruhi oleh prosentase flammable gas , nilai puncak tertinggi LHV pada penelitian Guo dkk. adalah pada ER=0,25-0,27 dengan nilai 5400 kJ/m³.

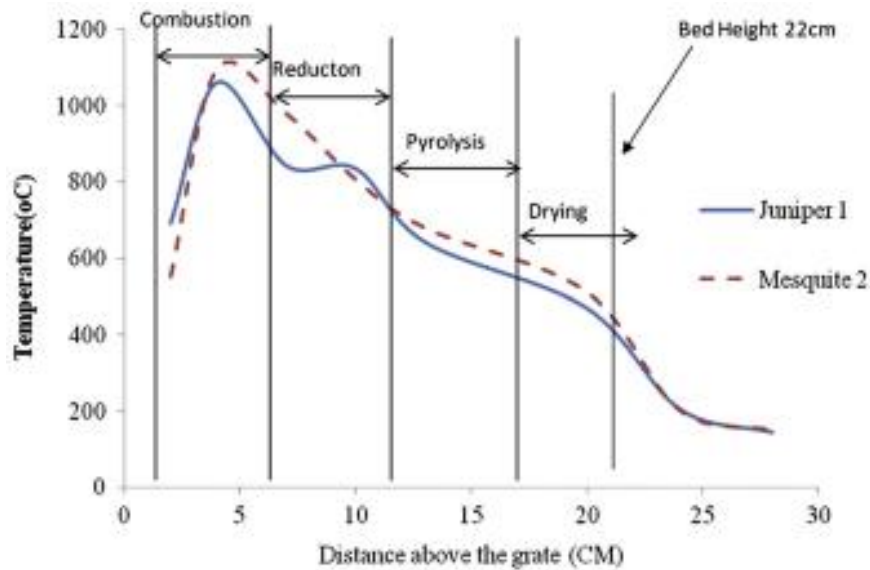


Gambar 2.13. Grafik hubungan antara ER dan Efisiensi cold gas [13]

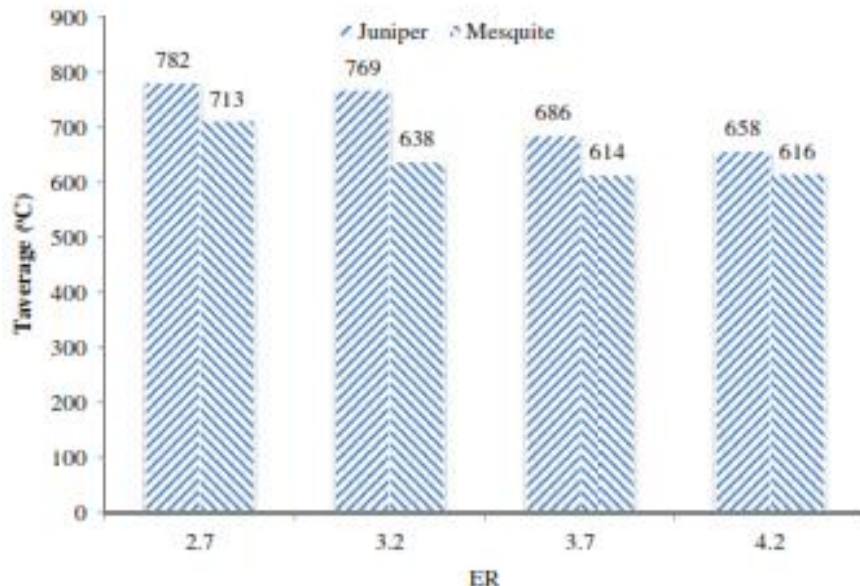
Pada gambar 2.13 menunjukkan saat ER 0,25 η_{cg} (Efisiensi cold gas) meningkat tajam. η_{cg} pada ER 0,25-0,27 berkisar antara 65%. Kemudian pada ER=0,3 η_{cg} menunjukkan tren menurun , hal ini menunjukkan bahwa total konversi energi biomassa menurun.

(Chen dkk,2012) [14] melakukan penelitian dengan gasifier tipe *updraft* dengan ER 2.7 ; 3.2 ; 3.7 ; 4.2. ER yang digunakan dalam penelitian Chen menggunakan rumus $\frac{FAR_{aktual}}{FAR_{stoic}}$ yaitu *fuel air ratio* aktual dibagi *fuel air ratio* stokiometri sedangkan dalam penelitian saya menggunakan rumus $\frac{AFR_{aktual}}{AFR_{stoic}}$ yaitu *air fuel ratio* aktual dibagi *air fuel ratio* stokiometri. Hubungan FAR dan AFR

dinyatakan dalam $FAR = \frac{1}{AFR}$. Sehingga rumus *equivalence ratio* pada penelitian Chen akan memiliki kesamaan dengan rumus *equivalence ratio* yang akan saya gunakan dengan nilai 0.23=4.2; 0.27=3.7; 0.31=3.2; 0.37=2.7. Penelitian Chen menggunakan *gasifying agent* berupa udara memanfaatkan bahan bakar mesquite (*Prosopis glandulosa*) dan redberry juniper (*Juniperus pinchotii*) .



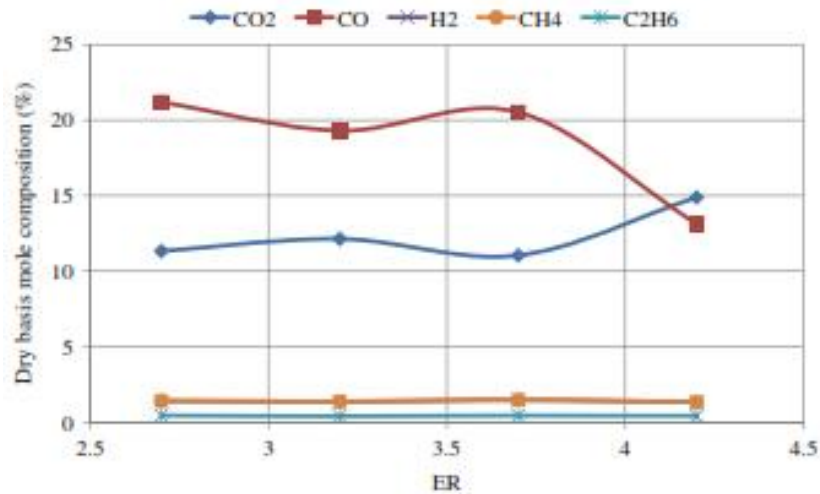
Gambar 2.14. Gambar temperatur profil pada ER=3,7 [14]



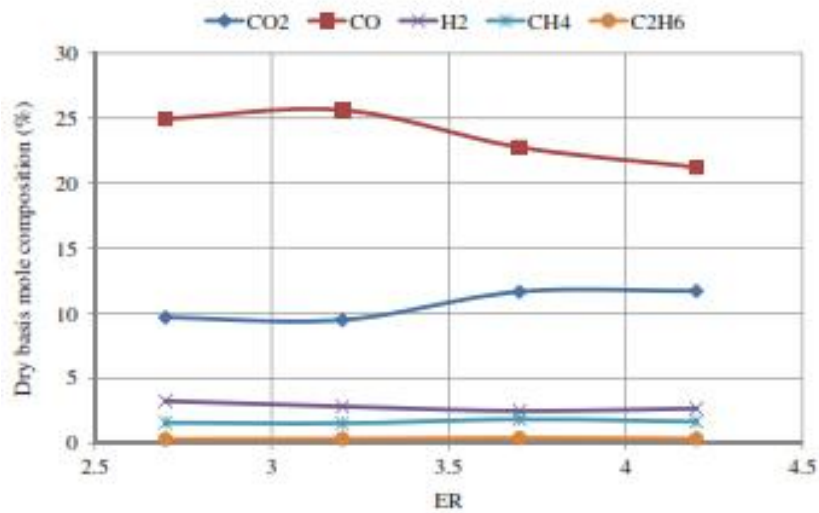
Gambar 2.15. Diagram pengaruh ER terhadap perbandingan temperatur rata-rata [14]

Pada gambar 2.14 ditampilkan profil temperatur reaktor terhadap jarak dari grate. Temperatur tertinggi pada jarak 5 cm dari grate yaitu pada daerah

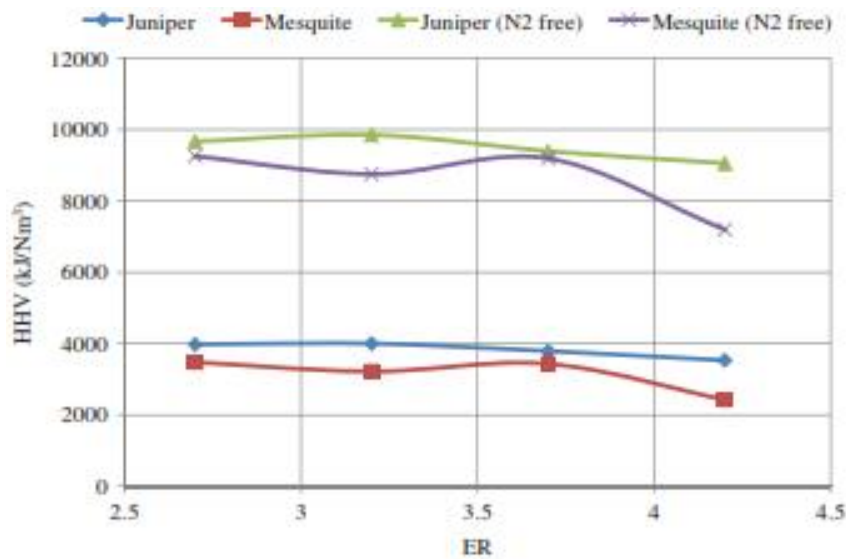
combustion , selanjutnya tren temperatur menurun pada zona-zona lainnya. Pada gambar 2.15 menunjukkan bahwa dengan semakin besar ER temperatur rata-rata semakin tinggi.



Gambar 2.16. Komposisi gas dengan variasi ER dengan bahan bakar mesquite[14]



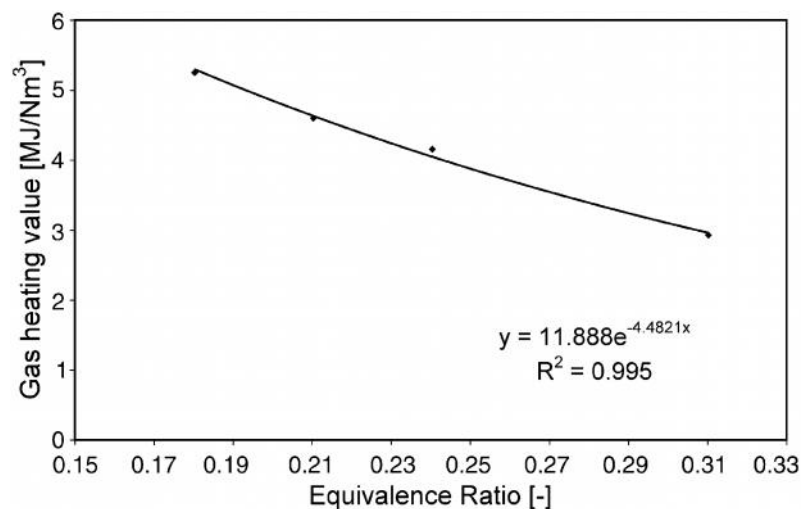
Gambar 2.17. Komposisi gas dengan variasi ER dengan bahan bakar juniper[14]



Gambar 2.18. Grafik HHV pada berbagai variasi ER [14]

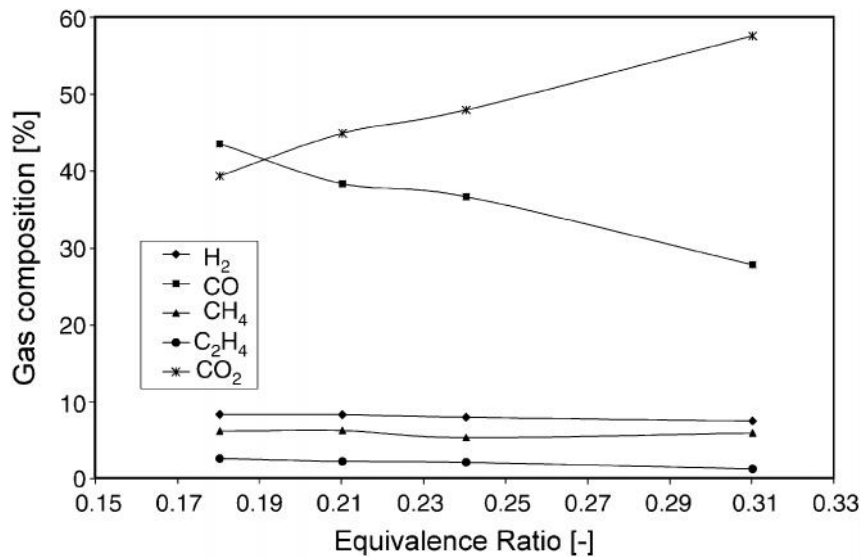
Pada gambar 2.16 dan 2.17 dengan ER yang semakin tinggi ($T_{average}$ rendah) menghasilkan peningkatan persentase CO_2 , sedangkan CO dan persentase mol H_2 menurun. Kecenderungan ini terjadi karena suhu yang lebih tinggi menggeser kesetimbangan reaksi endotermik [$CO_2 + H_2 \rightarrow CO + H_2O$] menjadi reaktan untuk reaksi eksotermik [$CO + H_2O \rightarrow CO_2 + H_2$]. Pada gambar 2.18 menunjukkan pengaruh variasi ER terhadap nilai HHV, tampak bahwa semakin besar ER semakin kecil pula nilai HHV nya baik menggunakan bahan bakar juniper maupun mesquite. HHV berkisar antara 3500 kJ/Nm^3 - 3900 kJ/Nm^3 pada juniper dan antara 2400 kJ/m^3 - 3500 kJ/Nm^3 pada mesquite saat ER turun dari 4.2 ke 3.7.

(Sheeba dkk,2009) [15] melakukan penelitian gasifikasi menggunakan *circulating fluidized bed* (CFB) dengan *equivalence ratio* 0.18; 0.21; 0.24 dan 0.31



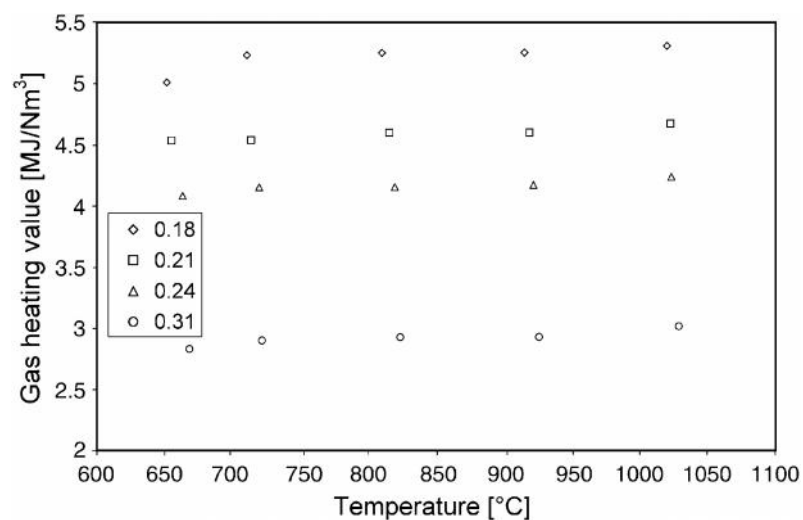
Gambar 2.19 grafik efek ER terhadap gas heating value [15]

Pada gambar 2.19 terlihat bahwa semakin tinggi nilai ER heating value nya semakin rendah dikarenakan semakin tinggi ER makan jumlah kandungan nitrogen *gasifying agent* semakin besar



Gambar 2.20 Grafik grafik variasi ER terhadap komposisi *gas*[15]

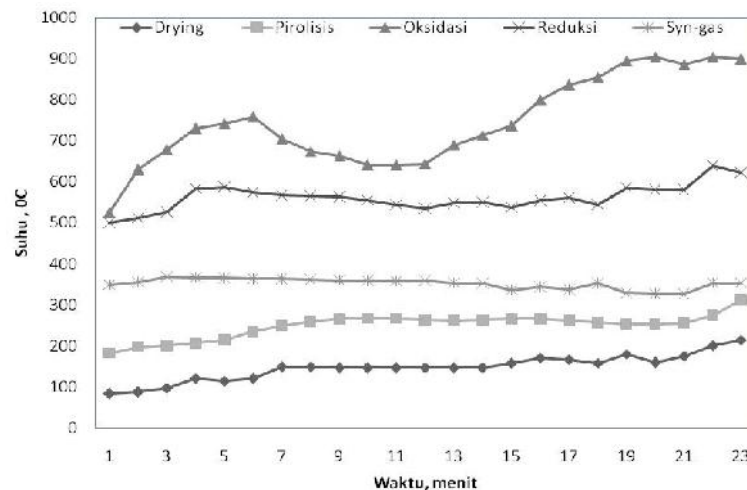
Dari grafik variasi *Equivalence ratio* terhadap komposisi *gas* terlihat bahwa untuk CH₄ dan H₂ tidak mengalami perubahan yang signifikan saat variasi *Equivalence* berubah. Namun untuk *gas* CO komposisi nya semakin rendah saat *equivalence ratio* semakin tinggi



Gambar 2.21 Variasi *gas* heating value terhadap temperature pada (ER 0.18–0.31) [15]

Dari grafik Variasi *gas heating value* terhadap temperature pada (ER 0.18–0.31) terlihat bahwa pada *Equivalence ratio* 0,18 menghasilkan heating value yang paling tinggi pada setiap distribusi temperatur.

(Sudarmanta, 2011) [16] melakukan penelitian menggunakan reaktor gasifier tipe *downdraft* dengan menggunakan biomassa limbah kayu dengan variasi suhu reaktor gasifier yang dikondisikan mulai suhu 600 s/d 900 °C.



Gambar 2.22 Profil distribusi suhu pada reaktor[16]

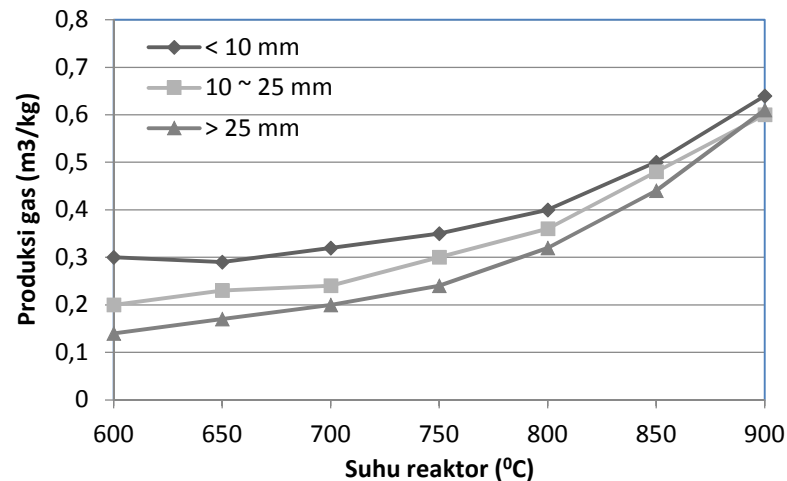
Dari Gambar 2.22 terlihat bahwa suhu drying berkisar antara 75 sampai dengan 150 °C, pada tahapan drying ini biomassa tidak mengalami penguraian unsur-unsur kimianya, tetapi hanya terjadi pelepasan kandungan air dalam bentuk uap air.

Tahapan berikutnya adalah pirolisis suhu tertingginya 300 °C. Pada tahap pirolisis ini, biomassa mengalami dekomposisi termal menjadi arang karbon, tar dan gas. Proses pirolisis merupakan proses eksoterm yang melepas sejumlah panas pada interval suhu 300 ~ 900 °C.

Tahapan oksidasi merupakan proses eksoterm yang memanfaatkan suplay oksigen terbatas dalam reaktor dan melepas sejumlah panas. Panas yang dilepas dari proses oksidasi parsial ini digunakan untuk memenuhi kebutuhan panas dari reaksi reduksi endotermis dan untuk memecah hidrokarbon yang telah terbentuk selama proses pirolisis.

Proses reduksi gas CO₂ dan H₂O terjadi pada suhu 400 °C. Proses ini merupakan reaksi endoterm yang dapat terjadi pada interval suhu 400 ~ 900 °C.

Reduksi gas CO₂ melalui reaksi kesetimbangan *boudouard equilibrium reaction* dan reduksi gas H₂O melalui reaksi kesetimbangan *water-gas reaction*, dimana reaksi-reaksi tersebut secara dominan dipengaruhi oleh suhu dan tekanan. Gas CO₂ dan H₂O akan melewati lapisan karbon panas sehingga menimbulkan reaksi reduksi yang berkelanjutan dan menghasilkan syn-gas berupa CO, H₂ dan CH₄. Suhu *syngas* relatif konstan sebesar 350 °C



Gambar 2.23 Pengaruh suhu reaktor dan ukuran butiran terhadap produksi *syngas*[16]

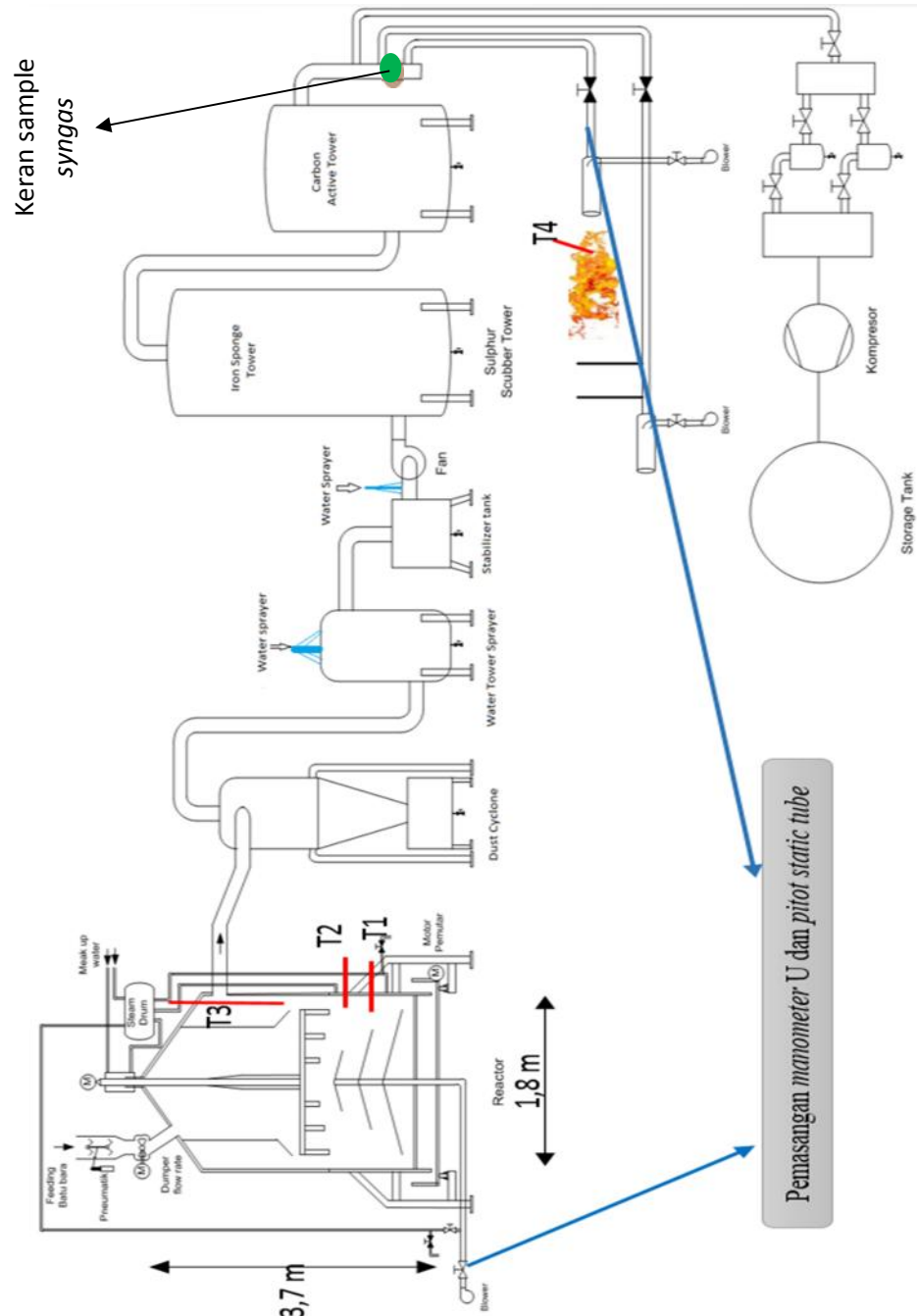
Pada Gambar 2.23 menunjukkan bahwa semakin besar suhu reaktor maka semakin tinggi pula produksi *syngas* hal ini terjadi karena dengan penambahan suhu reaktor dapat mendorong terjadinya dekomposisi rantai karbon dan uap *tar* yang selanjutnya dikonversi menjadi *syngas* melalui reaksi *boudouard* dan *thermal cracking*

BAB III

METODE PENELITIAN

Penelitian yang dilakukan menggunakan metode eksperimental untuk mengetahui *gas* hasil dari proses *gasifikasi* berbahan baku batubara. Penelitian dilakukan di UD.Gending Sidoarjo pada demo *plant* PLTD dual fuel.

3.1. Instalasi Pengujian



Gambar 3.1 Sketsa diagram fasilitas dan alat ukur pengujian

3.2 Spesifikasi Peralatan

3.2.1 Peralatan Uji

- Reaktor Gasifikasi

Reaktor tersusun dari satu reaktor gasifikasi *updraft* dengan pemasukan batubara secara sistem batch serta dilengkapi dengan pipa saluran gas tempat pengeluaran gas hasil proses gasifikasi untuk pengujian kandungan gas dan pemanfaatan lainnya. Reaktor dibuat dari batu tahan api yang diisolasi dengan lapisan semen dan diselubungi oleh besi yang di-roll hingga berbentuk tabung untuk menjaga temperatur dan agar *heat losses* yang terjadi tidak terlalu besar. Reaktor mempunyai dimensi keseluruhan dengan tinggi 3,7 m dan diameter dalam 1,8 m. Kontrol terhadap temperatur yang terjadi pada tiap tahapan proses gasifikasi dilakukan dengan pemasangan 3 termokopel. Termokopel pertama (T_1) terletak di 100 cm dari dasar reaktor, termokopel kedua (T_2) terletak di 150 cm dari dasar reaktor, dan termokopel ke 3 (T_3) terletak di tutup atas *gasifier* dan memiliki panjang 2 meter. Termokopel ke 4 (T_4) terletak pada bagian burner yang fungsinya untuk mengetahui suhu saat *syngas* terbakar di *burner*.

Pada bagian atas terdapat lubang dengan mekanisme pneumatik sebagai tempat pemasukan batubara. Di bagian bawah reaktor terdapat pagoda untuk mendistribusikan udara dari *blower*. Pada penelitian ini *gasifying agent* yang digunakan hanya berupa udara, sedangkan uap tidak dimasukkan dalam *gasifier* karena memiliki kadar garam yang tinggi.



Gambar 3.2 Reaktor Gasifikasi *Updraft* UD.Gending

- Batubara

Batubara yang digunakan dalam penelitian ini adalah batubara sub-bituminus dengan ukuran 1-5 cm.



Gambar 3.3 Batubara yang digunakan dalam penelitian

- *Centrifugal blower*

Dipasang pada bagian input untuk menghembuskan udara (*gasifying agent*) menuju reaktor. Berikut spesifikasi dari *Centrifugal blower* ini :

Model / Type	: CZR-120
Volt	: 380 V
Watt	: 1500 watt
Air Delivery	: 1710 m ³ / menit
Full Pressure	: 2400 Pa
Freq	: 50 Hz
Rotation	: 2800 rpM



Gambar 3.4 *Centrifugal blower* untuk suplay udara reaktor

- *Centrifugal blower*

Centrifugal blower ini dipasang pada burner yang fungsinya untuk menambah udara untuk proses pembakaran di burner.



Gambar 3.5 *Centrifugal blower* untuk suplay udara burner

Berikut spesifikasi dari *centrifugal blower* :

Model / Type	: CZT-100
Watt	: 750 W
Air Delivery	: 16,5 m ³ /min
Voltage / Phase	: 380-415 V
Pressure	: 1900 Pa
Freq	: 50 Hz
Rotation	: 2800 rpM

- Fan hisap

Fan hisap dipasang pada pipa sebelum burner yang berfungsi untuk menghisap *syngas* yang keluar dari reaktor (*gasifier*) menuju proses cleaning dan burner.



Gambar 3.6 Fan hisap

- Pompa Air

Pompa air digunakan untuk mengalirkan air dari penampungan menuju water sprayer tower dan menyemprotkan air pada sprayer dimana air disini digunakan untuk mendinginkan gas dan membersihkan gas dari kotoran serta partikel yang dibawa gas sehingga akan dihasilkan gas yang bersih pada burner. Daya pompa adalah 0,125 kw. Berikut gambar pompa air dibawah ini:



Gambar 3.7 Pompa Air

Spesifikasi pompa air:

Freq:50 Hz

Putaran: 2900 rpm/menit

Arus : 2,2 A

Debit : 11-28 Liter/menit

Head tekan : 29 m

Head hisap : max 9 meter

- *Cyclone*

Adalah sebuah alat yang digunakan untuk memisahkan materi berdasarkan perbedaan massa jenis dan ukuran menggunakan prinsip gaya sentrifugal dan tekanan rendah karena adanya perputaran. Pada penelitian ini, cyclone berfungsi memisahkan gas hasil gasifikasi dengan kandungan lainnya seperti tar, ash, char.



Gambar 3.8 Cyclone

- *Water tower sprayer*

Fungsi water scrubber adalah mendinginkan gas dan mengeluarkan partikel abu. Sebelum mencapai dasar dari scrubber, gas didinginkan dengan cara melewati pada suatu pancaran air atau gelembung air sebelum melewati water seal, seal tersebut juga berfungsi sebagai peralatan pengaman tambahan untuk mencegah terjadinya kebocoran gas. Scrubber pada penelitian ini digunakan untuk menangkap pollutant yang ada pada gas dan

mendinginkannya sebelum dimanfaatkan sebagai bahan bakar. Berikut gambar water scrubber di bawah ini



Gambar 3.9 Water tower sprayer

- Water Stabilizer

Water stabilizer berisi air yang fungsinya untuk menangkap partikel.



Gambar 3.10 Water stabilizer

- Iron sponge tower

Iron sponge tower berfungsi untuk mengikat sulfur sehingga dihasilkan syngas dengan kadar sulfur yang rendah.



Gambar 3.11 *Iron sponge tower*

- *Carbon active tower*

Carbon active adalah bahan yang terbuat dari karbon yang memiliki porositas yang tinggi sehingga memiliki kemampuan menyerap *tar*, sulfur, partikel serta *mercury* sehingga didapatkan *syngas* yang bersih.



Gambar 3.12 *Carbon active tower*

- *Dimmer*

Dimmer berupa resistor yang digunakan untuk memvariasikan kecepatan suplai udara dari *blower* dengan cara membatasi arus listrik yang mengalir sehingga putaran *blower* bervariasi tergantung besar kecilnya angka *dimmer*. *Dimmer* digunakan untuk mendapatkan nilai *equivalence ratio* yang diinginkan. Adapun *dimmer* yang digunakan dalam pengambilan data disetting mempunyai 5 tingkat kecepatan.



Gambar 3.13 *Dimmer*

- Burner

Burner adalah lubang keluaran dari syn-gas sehingga bisa digunakan untuk pengujian visualisasi api yang dimiliki oleh syn-gas. Burner dilengkapi dengan thermocouple untuk membaca suhu pembakaran. Burner yang digunakan dalam penelitian ini merupakan burner sederhana yang dibuat hanya untuk mengetahui visualisasi warna api dan temperatur dengan peletakan termokopel yang memiliki jarak 40cm dari lubang keluaran burner



Gambar 3.14 Burner

- Feeding bucket

Feeding bucket berfungsi untuk menaikkan dan memasukkan batubara dari permukaan tanah ke dalam reaktor. Feeding bucket yang digunakan dalam penelitian ini berjumlah 7 (tujuh). Setiap bucket mampu menampung 5 kg batubara.



Gambar 3.15 Feeding bucket

3.2.2 Peralatan Ukur

- *Thermocouple*

Untuk mengukur temperatur dalam reaktor selama proses berlangsung digunakan *thermocouple inconel* sebanyak 2 buah di reaktor dan 1 buah di burner. Berikut spesifikasi :

- Buatan : Shockindo Industries
- Range : max. 1300°C



(a)

(b)

Gambar 3.16 (a) Thermocouple (b) *Display Temperature*

- *Pitot tube dan manometer U*

Pitot tube adalah alat yang mengukur kecepatan fluida gas yang mengalir, ataupun perbedaan tekanan.



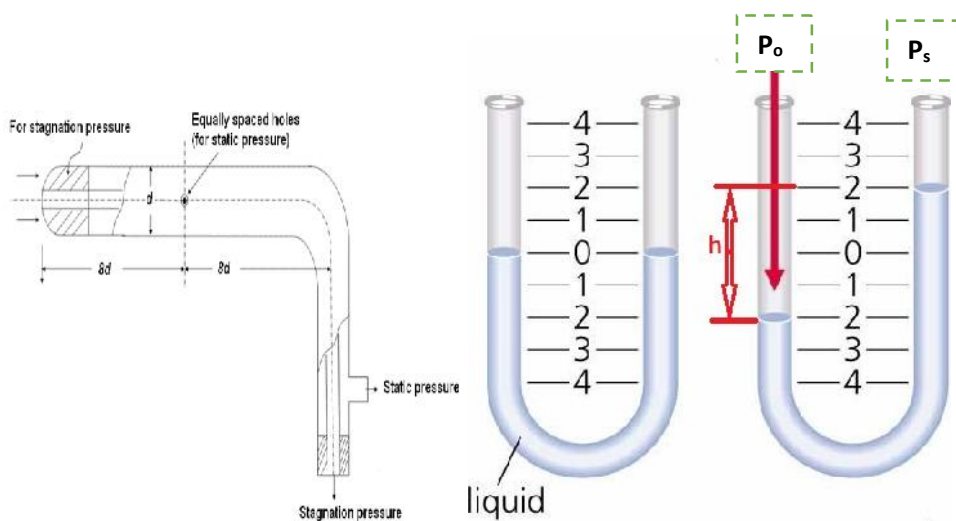
Gambar 3.17 *Pitot tube*

Manometer U adalah alat untuk membaca perbedaan tekanan dari pitot tube dengan cara perbedaan ketinggian pada *manometer*. *Manometer U* yang dipakai terbuat dari kaca.



Gambar 3.18 *Manometer U*

Pengukuran fluida dapat ditentukan dengan akurasi yang dibutuhkan, range pengukuran, biaya, kemudahan pembacaan. Pengukuran aliran (internal flow) dapat menggunakan tipe orifice, nozzle, venturi, *pitot static tube*. Pada penelitian ini menggunakan pitot static tube untuk mengukur kecepatan fluida udara yang masuk kedalam reaktor dan yang keluar reaktor. *Pitot static tube* dihubungkan dengan *manometer U* untuk mengetahui besarnya *mass flowrate* yang masuk ke *gasifier* dengan menggunakan persamaan Bernoulli, berikut gambar konfigurasi pitot tube dan pipa masuk reaktor dan pipa keluar *gasifier* :



Gambar 3.19 Konfigurasi *pitot tube* dan *manometer U*

Rumus Bernoulli [17]

$$P_s + \frac{\rho V_s^2}{2} + \rho g z_s = P_o + \frac{\rho V_o^2}{2} + \rho g z_o \quad (3.1)$$

keterangan :

P_s : Tekanan statis

P_o : Tekanan stagnasi

ρ : Massa jenis (kg/m^3)

V_s : Kecepatan di titik 1 (m/s)

V_o : Kecepatan di titik 2, Kecepatan P stagnasi = 0 (m/s)

Karena pada titik stagnasi maka $V_o = 0$ (m/s) sehingga persamaannya menjadi

$$P_s + \frac{\rho V_s^2}{2} + \rho g z_s = P_o + \rho g z_o \quad (3.2)$$

karena $z_s = z_o = 0$ maka persamaan menjadi :

$$P_s + \frac{\rho V_s^2}{2} = P_o \quad (3.3)$$

$$\frac{\rho V_s^2}{2} = P_o - P_s \quad \text{Pers (a)} \quad (3.4)$$

$$\rho' gh = P_o - P_s \quad \text{Pers (b)} \quad (3.5)$$

Karena ruas kanan persamaan a dan b sama maka :

$$\frac{\rho V_s^2}{2} = \rho' gh \quad (3.6)$$

$$V_s^2 = \frac{\rho' gh}{\rho} \quad (3.7)$$

$$V_s = \sqrt{\frac{2 \rho' gh}{\rho}} \quad (3.8)$$

Keterangan:

ρ' = massa jenis zat cair dalam *manometer* (red oil) (kg/m^3)

ρ = massa jenis fluida yang melewati pipa (kg/m^3)

h = perbedaan ketinggian *manometer* (m)

- *Plastic sample bag*

Plastic sample bag digunakan untuk menampung *syngas* untuk dianalisa komposisi *flammable gas* serta kandungan H_2S nya.



Gambar 3.20 *Plastic Sample bag*

- *Stopwatch*

Stopwatch digunakan untuk pengukuran waktu selama proses gasifikasi.



Gambar 3.21 *Stopwatch*

- *Orsat apparatus*

Orsat apparatus merupakan suatu alat yang dipergunakan untuk mengukur dan menganalisa komposisi gas buang. Untuk itu digunakan larutan yang dapat mengikat gas tersebut dengan kata lain gas yang diukur akan larut dalam larutan

pengikat .Bahan – bahan yang dibutuhkan untuk pengujian orsat apparatus adalah:

A. Larutan kimia

1. H_2SO_4 (Sulfuric Acid 95% - 97%).
2. NH_3 25% (Amonia 25% for analysis).
3. NH_4Cl (Amonium Chlorida for analysis).
4. Pyragallol GR (for analysis). 50 gr
5. CuCl (for analysis).
6. KoH (Potasium hydroxide) pellet (for analysis).
7. Mo (Metyl orange).
8. Paraffin liquid.

B. Peralatan yang dibutuhkan

1. Timbangan analysis.
2. Gelas ukur (100 ml, 10 ml).

3. Batang pengaduk.
4. Bottle wash.
5. Beaker glass (1000 ml)
6. Pipet tetes.
7. Pipet volume (10 ml, 50 ml)
8. Dump ball.

C. Prosedur pembuatan larutan untuk analisa :

1. Analisa untuk O_2

- 1.1. Timbang 25 gram Pyragallol, 120 gram KOH.
- 1.2. Larutkan dengan 300 ml aquadest.
- 1.3. Aduk hingga campuran homogen.
- 1.4. Tambahkan larutan Paraffin 15 – 20 tetes.
- 1.5. Dinginkan dengan air (rendam) sampai larutan dingin.

2. Analisa CO_2

- 2.1. Timbang 120 gram KOH
- 2.2. Larutkan dalam 300 ml aquadest
- 2.3. Aduk hingga larutan menjadi homogeny, kemudian dinginkan sebelum di pakai.

3. Analisa CO

- 3.1. Timbang :
 - 3.1.1. $CuCl_2$: 100 gram
 - 3.1.2. NH_4Cl : 80 gram
- 3.2. Masukkan ke dalam beaker volume 1000 ml : larutkan dengan 350 ml aquades
- 3.3. Masukkan larutan Amonia (NH_3 25%) sebanyak 292 ml ke dalam larutan tersebut
- 3.4. Aduk hingga larutan menjadi homogeny, dan tambahkan 15 – 20 tetes paraffin liquid
- 3.5. Diamkan kira – kira ± 12 jam sebelum dipakai

4. Analisa CH_4 (Metana)

- 4.1. Pipet sebanyak 57 ml H_2SO_4 95% - 97%

- 4.2. Masukkan kedalam beaker glass volume 1000 ml yang sudah di isi dengan aquadest sebanyak 840 ml
- 4.3. Tuangkan/masukkan ke dalam larutan di atas indicator Metyl orange (Mo) sebanyak 0.1 gram dan aduk hingga merata
- 4.4. Dinginkan larutan tersebut sebelum di pakai

D. Prosedur analisa komposisi gas menggunakan orsat apparatus



Gambar 3.22 Orsat apparatus

Keterangan gambar *orsat apparatus* :

1. Tabung analisa gas Metana (CH_4)
2. Tabung analisa gas Carbon Dioksida (CO_2)
3. Tabung analisa gas Oksigen (O_2)
- 4,5,6. Tabung analisa gas Carbon Monoksida (CO)
7. Balon sampel *coal syngas*
8. Detonator elektrik (pematik)
9. Balon gas O_2
10. Tabung Ukur

Langkah analisa *syngas* :

1. Masukkan/alirkan sample coal gas dari balon sample (No.7) dengan membuka *valve* aliran ke tabung ukur (No.10) sampai menunjukkan 100 ml pada tabung ukur tutup *valve* dari balon sample dan rubah posisi *valve* tabung ukur ke posisi

- buang lalu angkat tabung tangan untuk mendorong gas yang ada di tabung ukur, lakukan sebanyak ± 3 kali.
2. Masukkan/alirkan sample coal gas dari balon sample (No.7) dengan membuka *valve* aliran ke tabung ukur (No.10) sampai menunjukkan 100 ml pada tabung ukur (ukur dengan cara menyamakan level cairan tabung ukur dengan tabung tangan), tutup *valve* dari balon sample dan rubah posisi *valve* tabung ukur ke posisi mengalir ke pipa.
3. Analisa gas CO₂ : Buka *valve* tabung No.2, angkat tabung tangan sampai tinggi cairan menunjukkan 0 ml, hal ini dilakukan untuk mendorong gas masuk ke tabung No.2 lalu turunkan tabung tangan dan lihat cairan di tabung No.2 (jangan sampai cairan melewati *valve* tabung), angkat kembali tabung tangan agar gas masuk kembali ke tabung No.2, lakukan sebanyak ± 3 kali, tutup *valve* tabung No.2. lalu ukur cairan di tabung ukur dengan menyamakan level cairan tabung ukur dengan tabung tangan. Catat berapa nilainya .
4. Analisa gas O₂ : Buka *valve* tabung No.3, angkat tabung tangan sampai tinggi cairan menunjukkan 0 ml, hal ini dilakukan untuk mendorong gas masuk ke tabung No.3 lalu turunkan tabung tangan dan lihat cairan di tabung No.3 (jangan sampai cairan melewati *valve* tabung), angkat kembali tabung tangan agar gas masuk kembali ke tabung No.3, lakukan sebanyak ± 3 kali, tutup *valve* tabung No.3. lalu ukur cairan di tabung ukur dengan menyamakan level cairan tabung ukur dengan tabung tangan. Catat berapa nilainya.
5. Analisa gas CO : Buka *valve* tabung No.4, angkat tabung tangan sampai tinggi cairan menunjukkan 0 ml, hal ini dilakukan untuk mendorong gas masuk ke tabung No.4 lalu turunkan tabung tangan dan lihat cairan di tabung No.4 (jangan sampai cairan melewati *valve* tabung), angkat kembali tabung tangan agar gas masuk kembali ke tabung No.4, lakukan sebanyak ± 3 kali, tutup *valve* tabung No.4.
6. Analisa gas CO : Buka *valve* tabung No.5, angkat tabung tangan sampai tinggi cairan menunjukkan 0 ml, hal ini dilakukan untuk mendorong gas

masuk ke tabung No.5 lalu turunkan tabung tangan dan lihat cairan di tabung No.5 (jangan sampai cairan melewati *valve* tabung),angkat kembali tabung tangan agar gas masuk kembali ke tabung No.5,lakukan sebanyak ± 3 kali,tutup *valve* tabung No.5.

7.Analisa gas CO : Buka *valve* tabung No.6,angkat tabung tangan sampai tinggi cairan menunjukkan 0 ml,hal ini dilakukan untuk mendorong gas masuk ke tabung No.6 lalu turunkan tabung tangan dan lihat cairan di tabung No.6 (jangan sampai cairan melewati *valve* tabung),angkat kembali tabung tangan agar gas masuk kembali ke tabung No.6,lakukan sebanyak ± 3 kali,tutup *valve* tabung No.6.lalu ukur cairan di tabung ukur dengan menyamakan level cairan tabung ukur dengan tabung tangan. Catat berapa nilainya.

8.Masukkan/alirkan gas O₂ dari balon gas O₂ (No.9)ke tabung ukur (No.10)dengan memutar *valve* tabung ukur ke posisi tabung ukur (No.10) dan balon gas O₂ (No.9),isikan O₂ sebanyak ± 21 ml,putar kembali *valve* tabung ukur ke posisi mengalir ke pipa(posisi semula). lalu ukur cairan di tabung ukur dengan menyamakan level cairan tabung ukur dengan tabung tangan. Catat berapa nilainya.

9.Analisa gas H₂: Buka *valve* tabung No.1,angkat tabung tangan sampai tinggi cairan menunjukkan 0 ml,hal ini dilakukan untuk mendorong gas yang sudah di campur O₂ masuk ke tabung No.1,tahan tinggi cairan di 0 ml lalu tutup *valve* tabung No.1.ON kan switch detonator,pegang dan tahan *valve* tabung No.1,tekan tombol detonator,maka gas akan MELEDAK di dalam tabung No.1.Buka *valve* tabung No.1 biarkan cairan berlahan – lahan naik sampai di leher bawah *valve* dan tutup *valve* tabung No.1. Lalu ukur cairan di tabung ukur dengan menyamakan level cairan tabung ukur dengan tabung tangan. Catat berapa nilainya.

10.Analisa gas CH₄ :Buka *valve* tabung No.2,angkat tabung tangan sampai tinggi cairan menunjukkan 0 ml,hal ini dilakukan untuk mendorong

gas masuk ke tabung No.2 lalu turunkan tabung tangan dan lihat cairan di tabung No.2 (jangan sampai cairan melewati *valve* tabung),angkat kembali tabung tangan agar gas masuk kembali ke tabung No.2,lakukan sebanyak ± 3 kali,tutup *valve* tabung No.2.lalu ukur cairan di tabung ukur dengan menyamakan level cairan tabung ukur dengan tabung tangan. Catat berapa nilainya

RUMUS :

$$\text{CO}_2 = 100 - \text{Hasil reaksi tabung No.2} \quad (3.9)$$

$$\text{Contoh : CO}_2 : 100 - 96,8 = 3,2 \%$$

$$\text{O}_2 = \text{Hasil reaksi tabung No.2} - \text{Hasil reaksi tabung No.3}$$

$$\text{Contoh : O}_2 : 96,8 - 96,6 = 0,2 \% \quad (3.10)$$

$$\text{CO} = \text{Hasil reaksi tabung No.3} - \text{Hasil reaksi tabung No.4,5,6}$$

$$\text{Contoh: CO : } 96,6 - 66,6 = 30 \% \quad (3.11)$$

$$\text{H}_2 = \text{Hasil ukur setelah penambahan O}_2 - \text{Setelah di ledakkan}$$

$$-2(\text{CH}_4) \times 2 : 3 \quad (3.12)$$

$$\text{Contoh : H}_2 : 86,4 - 60 - 2(5) \times 2 : 3 = 10,3 \%$$

$$\text{CH}_4 = \text{Hasil ukur setelah di ledakkan} - \text{Hasil reaksi tabung No.2} \quad (3.13)$$

$$\text{Contoh : } 60 - 55 = 5 \%$$

$$\text{N}_2 = 100 - \text{CO}_2 - \text{O}_2 - \text{CO} - \text{H}_2 - \text{CH}_4 \quad (3.14)$$

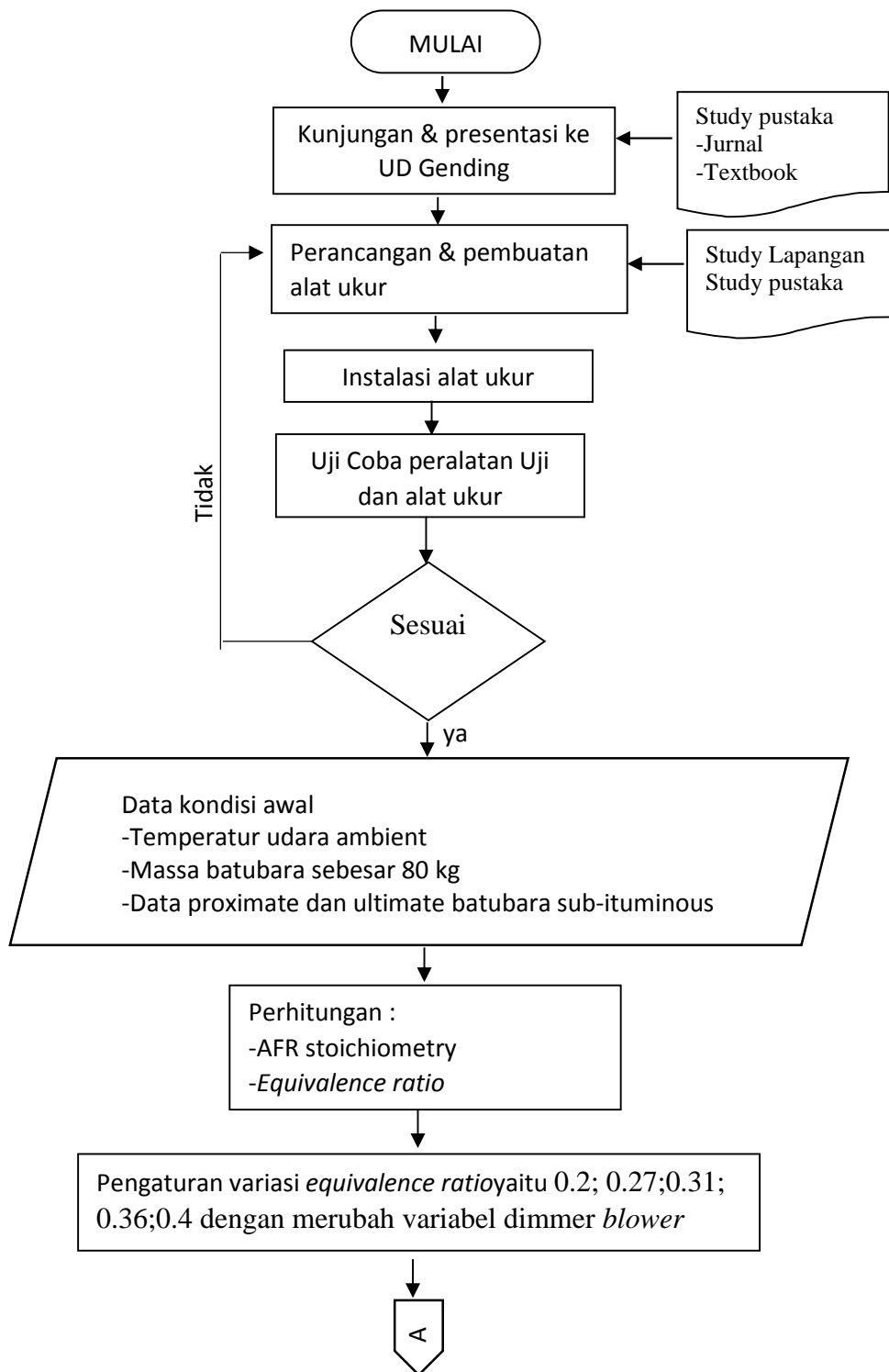
$$\text{Contoh : } 100 - 3,2 - 0,2 - 30 - 10,3 - 5 = 51,3 \%$$

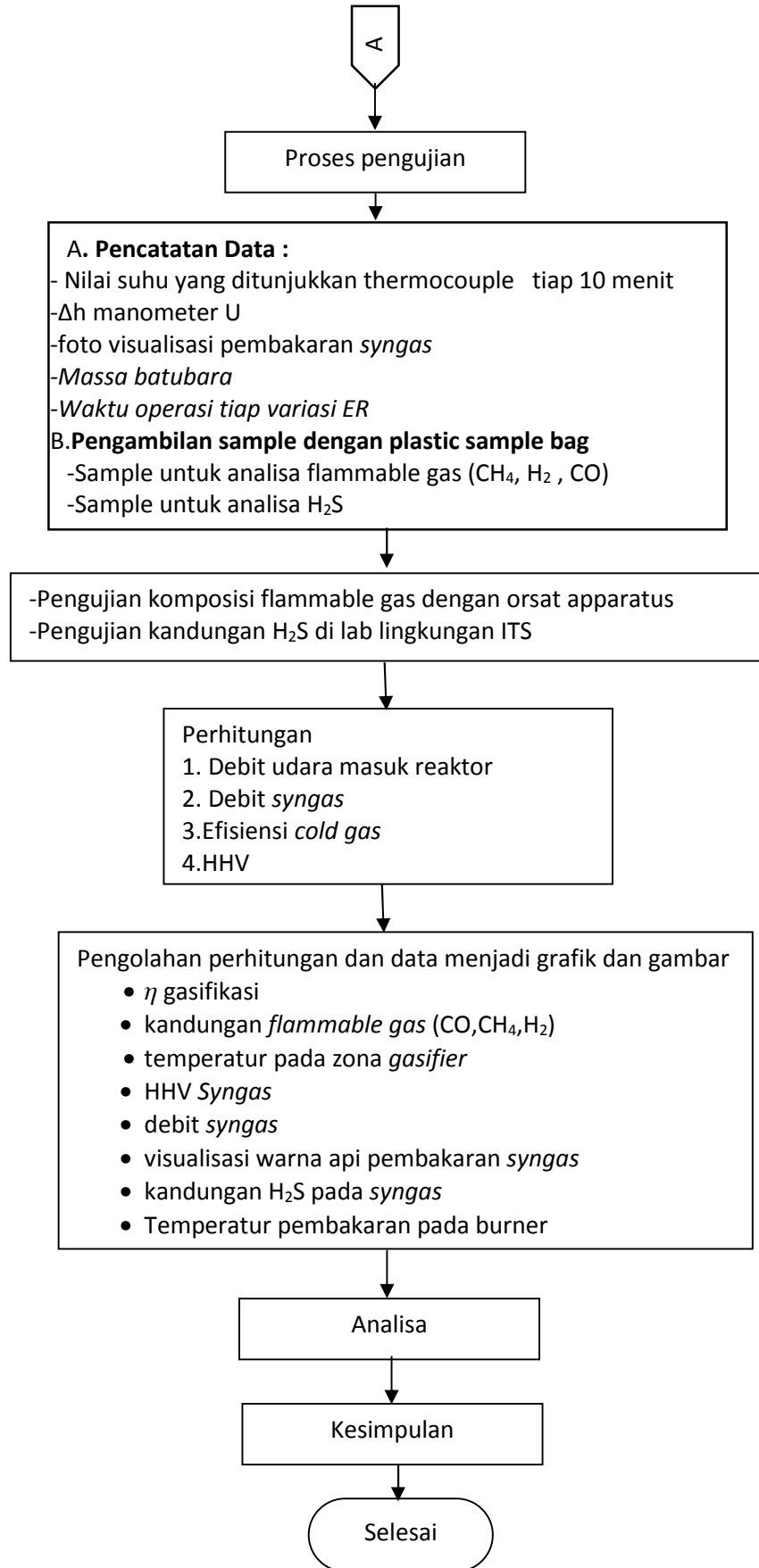
$$\text{Heating Value (Kj/Nm}^3\text{)} = (12696 \times \text{CO}) + (10768 \times \text{H}_2) + (35866 \times \text{CH}_4) \quad (3.15)$$

$$\text{Contoh : } (12696 \times 0,30 \%) + (10768 \times 0,103\%) + (35866 \times 0,05\%) = 6711,204$$

$$\text{Kj/Nm}^3$$

3.3 Flowchart Penelitian





Gambar 3.23 Flowchart Penelitian

3.4 Prosedur Penelitian

Tahapan-tahapan prosedur kerja dari pengujian ini adalah sebagai berikut:

A Tahap Persiapan

- 1) Pengecekan reaktor dan komponen pendukungnya meliputi *blower*, *cleaning system*, panel kontrol.
- 2) Persiapan alat ukur yang digunakan. Baik pengukuran *gas* hasil maupun indikator temperatur (termokopel), *pitot tube*, *manometer*, *orsat apparatus*
- 3) Mempersiapkan batubara sebagai bahan bakar dalam proses gasifikasi.

B. Tahap perhitungan udara dan *equivalence ratio* (ER)

1. Menentukan *Equivalence ratio* yang akan digunakan. Pada penelitian ini digunakan 5 (lima) variasi ER 0.2; 0.27; 0.31; 0.36; 0.4
2. Untuk mengetahui udara yang dibutuhkan maka dilakukan perhitungan menggunakan rumus (3.16)

$$\dot{m}_{\text{udara yang dibutuhkan}} = AFR_{\text{stoic}} \times \text{massa feeding batubara} \times \text{ER yang digunakan} \quad (3.16)$$

3. Variasikan putaran *blower* dengan merubah variabel *dimmer*. Semakin besar variabel *dimmer* menunjukkan semakin besar pula udara yang dihembuskan oleh *blower*.

4. Mengamati dan mencatat ketinggian *manometer* U yang dihubungkan dengan *pitot static tube* sesuai dengan udara yang dibutuhkan untuk seluruh variasi ER.

C. Tahap Penelitian

Pengambilan data dilakukan dengan mengatur rasio antara udara yang masuk ke dalam reaktor dengan bahan bakar yang digunakan (batubara). Tahapan pengambilan data sebagai berikut:

- 1) Mencatat temperatur dan kelembaban udara sekitar.
- 2) Masukkan 80 kg batubara yang diberi 2 liter minyak tanah ke dalam reaktor sebagai pemantik awal proses.
- 3) Nyalakan *blower* serta fan hisap. Tunggu hingga suhu *gasifier* pada daerah *combustion* (T_1) mencapai suhu sekitar 700°C . Masukkan batubara tambahan apabila pada feeding pertama kali belum mencapai suhu sekitar 700°C .

- 4) Setelah temperatur pada T_1 berkisar 700°C , kemudian masukkan batubara sebanyak 80 kg ke dalam reaktor
- 5) Atur debit udara sesuai ER yang akan digunakan dengan mengubah kecepatan *blower* pada dimmer .
- 6) Temperatur pada *thermocouple* dicatat setiap 10 menit sekali
- 7) Pada menit ke 30, *syngas* yang keluar melalui keran sample gas yang telah melalui proses *cleaning* ditampung di *plastic sample bag* kemudian di analisa menggunakan *orsat apparatus*.
- 8) Kecepatan *syngas* dan temperatur api mulai diukur saat menit ke 30. Pada menit ke 30 juga dilakukan pemotretan warna api burner.
- 9) Saat waktu operasi telah mencapai 60 menit maka pengambilan data dihentikan.
- 10) Putar bak abu.
- 11) Ulangi pengambilan data dengan variasi *equivalence ratio* 0.2 ; 0.27 ; 0.31; 0.36; 0.4 .

D. Tahap Akhir Penelitian

- a) Matikan *blower*
- b) Keluarkan char dan ash.
- c) Merapikan kembali peralatan.

3.5 Rancangan Eksperimen

Dalam perancangan eksperimen ini parameter yang ingin didapatkan dalam percobaan dengan menetapkan parameter input. Parameter-parameter tersebut dinyatakan dalam table 3.1 yaitu:

Tabel 3.1. Parameter eksperimen

Parameter Input		Parameter Output	
Konstan	Bervariasi	Diukur	Dihitung
<ul style="list-style-type: none"> Reaktor dan sistem gasifikasi batubara <i>plant</i> Gending 	<ul style="list-style-type: none"> \dot{m} gasifying agent (udara) $\dot{m}_1 = 157,71 \text{ kg/jam}$ $\dot{m}_2 = 212,9 \text{ kg/jam}$ $\dot{m}_3 = 244,5 \text{ kg/jam}$ 	<ul style="list-style-type: none"> Visualisasi pembakaran <i>syngas</i> Kandungan <i>flammable gas</i> ($\text{CO}, \text{CH}_4, \text{H}_2$) 	<ul style="list-style-type: none"> Efisiensi <i>gasifikasi</i> <i>Equivalence ratio</i> HHV

<ul style="list-style-type: none"> • Bahan bakar batubara sub-bituminous 	$\dot{m}_4 = 283,9 \text{ kg/jam}$ $\dot{m}_5 = 315,4 \text{ kg/jam}$	<ul style="list-style-type: none"> • \dot{m}_{syngas} • Kandungan H_2S <i>syngas</i> 	<i>syngas</i>
---	--	---	---------------

Dari percobaan ini data-data yang didapatkan dihitung, dan kemudian ditampilkan dalam bentuk grafik hubungan antara:

- *Equivalence ratio* terhadap efisiensi *cold gas*
- *Equivalence ratio* terhadap kandungan *flammable gas* ($\text{CO}, \text{CH}_4, \text{H}_2$)
- *Equivalence ratio* terhadap distribusi temperatur *gasifier*
- *Equivalence ratio* terhadap HHV *syngas*
- *Equivalence ratio* terhadap debit *syngas*
- *Equivalence ratio* terhadap visualisasi warna api pembakaran *syngas*
- *Equivalence ratio* terhadap kandungan H_2S pada *syngas*

BAB IV

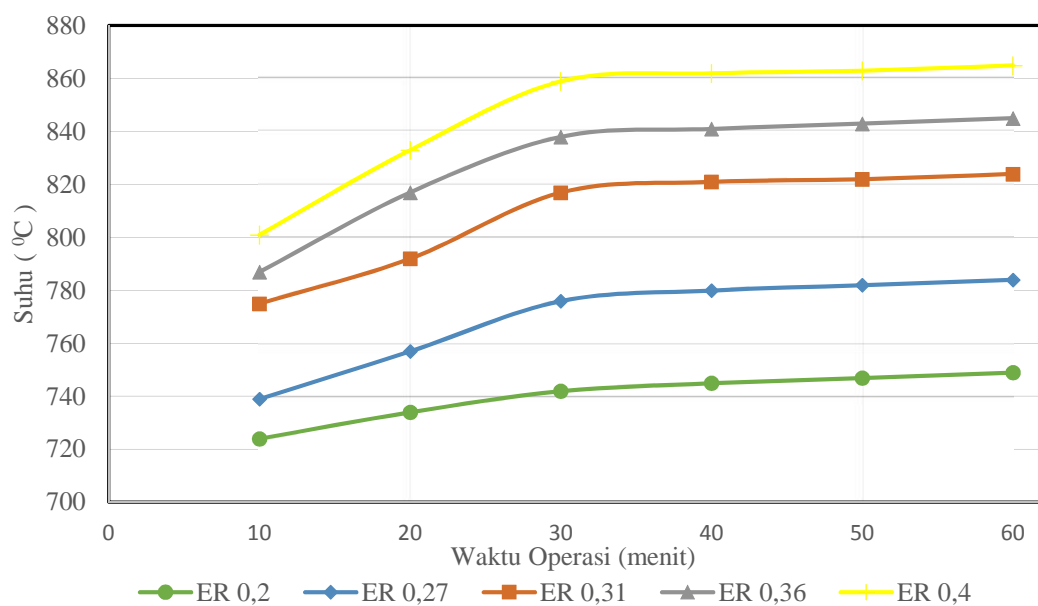
HASIL DAN PEMBAHASAN

Performa dari suatu *gasifier* dalam menghasilkan gas yang mampu terbakar (*flammable*) dapat di tinjau dari beberapa parameter antara lain distribusi temperatur di dalam *gasifier* yang merupakan indikator proses gasifikasi, komposisi gas yang dihasilkan, komposisi H_2S , dan *efisiensi gasifikasi* yang dimiliki oleh *gasifier* tersebut. Parameter inilah yang memiliki nilai berbeda untuk tiap variasi *equivalence ratio* (ER).

4.1. Distribusi Temperatur

Dalam proses gasifikasi terdapat empat tahapan proses dalam menghasilkan *syngas*, yaitu tahap *drying*, *pyrolysis*, *reduction* dan *partial oxidation*. Masing-masing tahapan tersebut memiliki interval temperatur yang berbeda sebagai indikatornya. Pada subbab ini ditampilkan dalam bentuk grafik distribusi temperatur pada variasi *equivalence ratio* dengan pencatatan data tiap 10 menit. Pada penelitian ini pengambilan data dilakukan setelah proses 3 kali feeding yang memakan waktu 3 jam hingga temperatur pada zona *partial oxidation* berkisar $700\text{ }^{\circ}\text{C}$.

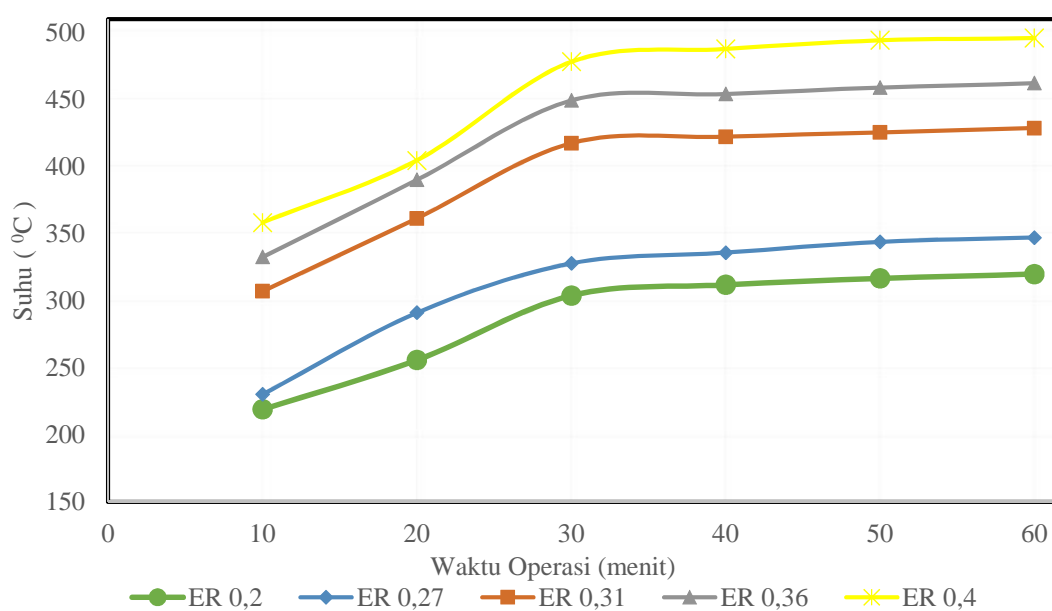
4.1.1 Distribusi Temperatur Zona *Partial Oxidation* Terhadap Waktu Operasi Pada Variasi ER



Gambar 4.1 Distribusi Temperatur Zona *Partial Oxidation* Terhadap Waktu

Pada grafik Gambar 4.1 dapat dilihat bahwa semakin lama waktu operasi maka temperatur pada *gasifier* akan semakin meningkat hal ini dikarenakan semakin lama waktu operasi maka semakin banyak batubara yang mengalami *partial oxidation*. Temperatur meningkat seiring meningkatnya waktu operasi dan kemudian stabil. Peningkatan temperatur saat menit ke 0-30 dikarenakan pada waktu tersebut batubara yang kontak langsung dengan gasifying agent hanya pada lapisan bawah, seiring bertambahnya waktu dengan pemasukan udara maka lapisan lapisan batubara yang mengalami oksidasi parsial bertambah sehingga temperatur meningkat hingga mencapai suhu mendekati maksimum dan kemudian stabil dikarenakan suplai udara yang konstan. Proses *partial oxidation* mulai steady pada saat waktu operasi 30 menit. Pada gambar 4.1 Temperatur T_1 berkisar antara 724-865 °C yang mengindikasikan bahwa T_1 masuk zona *partial oxidation*, hal ini sesuai dengan referensi dimana proses ini terjadi pada suhu 700-1500°C[18]. Pada zona *partial oxidation* dihasilkan panas (*reaksi eksoterm*) yang memanaskan lapisan karbon. Proses ini dipengaruhi oleh nilai ER, nilai ER mempengaruhi jumlah oksigen yang masuk ke *gasifier*, adanya oksigen inilah yang menyebabkan terjadinya reaksi eksoterm yang menghasilkan panas, yang dibutuhkan dalam keseluruhan proses gasifikasi ini.

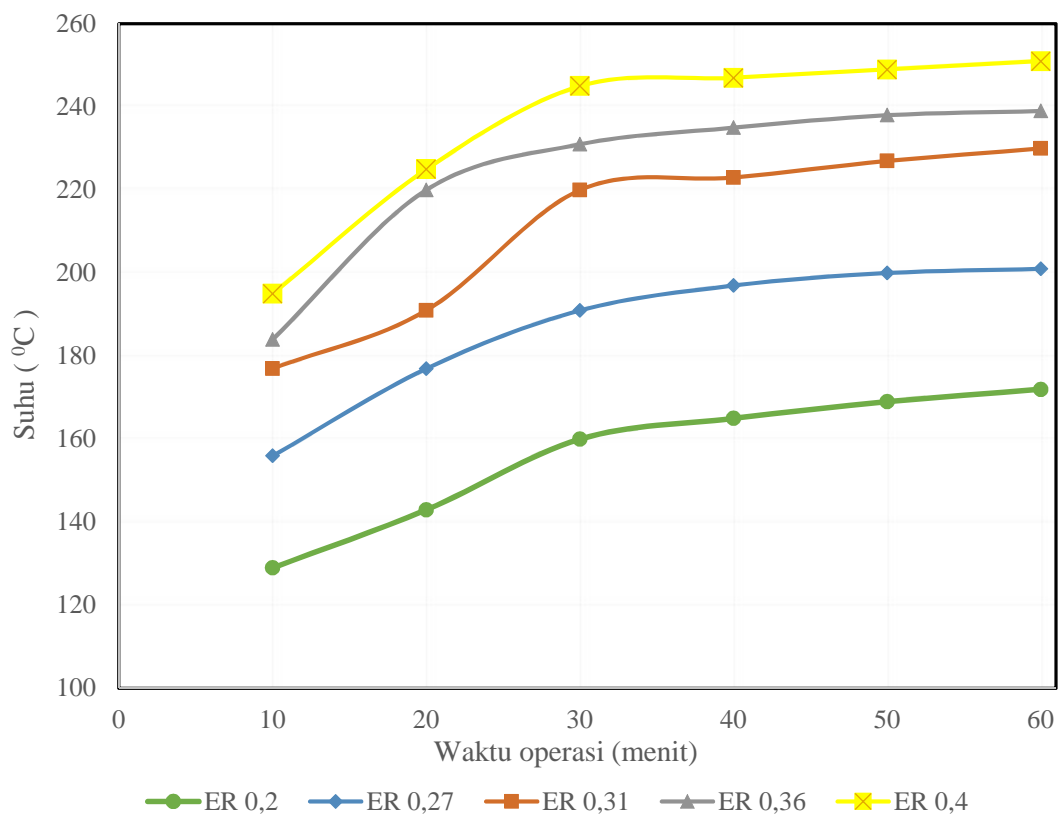
4.1.2 Distribusi Temperatur Zona Pyrolysis Terhadap Waktu Operasi Pada Variasi ER



Gambar 4.2 Distribusi Temperatur Zona Pyrolysis Terhadap Waktu

Untuk termokopel 2 (T_2) memiliki temperatur pada kisaran 219-496°C mengindikasikan bahwa, T_2 ini akan masuk zona *pyrolysis* dimana batubara mengalami pemanasan terus-menerus yang, diharapkan mampu menghilangkan komposisi *volatile* batubara. Hal ini sesuai dengan referensi yang menyebutkan zona *pyrolysis* berada pada kisaran suhu 250-500°C[19]. Batubara yang mengalami pemanasan pada temperatur tinggi akan menyebabkan batubara terpecah menjadi arang (C), tar, minyak, gas dan produk pirolisa lain. Produk *pyrolysis* umumnya terdiri dari tiga jenis, yaitu gas ringan (H_2 , CO, CO_2 , H_2O , dan CH_4), tar, dan arang. Pada gambar diatas semakin besar ER maka suhu zona *pyrolysis* juga semakin besar.

4.1.3 Distribusi Temperatur Zona *Drying* Terhadap Waktu Operasi Pada Variasi ER

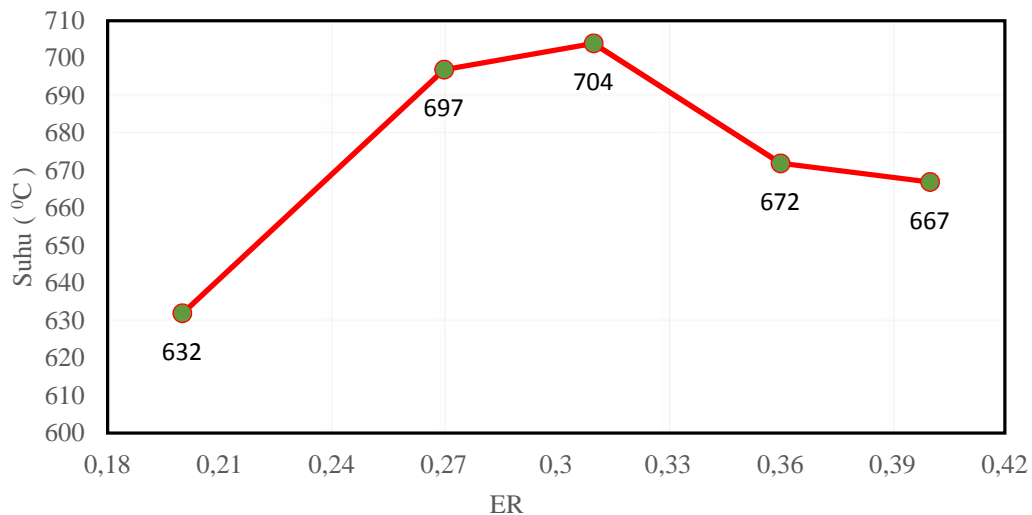


Gambar 4.3 Distribusi Temperatur Zona *Drying* Terhadap Waktu

Pada Gambar 4.3 diatas, termokopel T_3 memiliki temperatur konstan antara sampai 129-251°C, mengindikasikan bahwa termokopel T_3 berada pada zona *drying*, dimana komposisi moisture yang dimiliki batubara dihilangkan

melalui proses penguapan atau *evaporasi*. Suhu zona *drying* semakin meningkat seiring bertambahnya waktu dan ER . Hal ini sesuai dengan referensi yang menyebutkan zona *drying* memiliki suhu antara 100-250 °C[19]. Hal ini dipengaruhi oleh suhu pada zona *partial oxidation*.

4.1.4 Temperatur Thermocouple Burner Tiap Variasi ER



Gambar 4.4 Temperatur Burner Saat Waktu Operasi 30 Menit

Dari gambar 4.4 diatas menunjukkan temperatur T4 yang diambil pada burner saat *gasifier* telah beroperasi selama 30 menit . Dari gambar diatas menunjukkan bahwa temperatur terendah dimiliki ER 0,2 dengan suhu 632°C sedangkan yang tertinggi dimiliki ER 0,31 yaitu 704 °C. Trend dari gambar 4,4 adalah naik dari ER 0,2-0,31 kemudian mengalami penurunan pada ER 0,36-0,4. ER 0,31 memiliki suhu burner yang tinggi dikarenakan memiliki HHV yang tinggi serta ϕ yang tinggi . Suhu pada ER 0,2 adalah yang terendah , meskipun memiliki HHV yang lebih tinggi dari pada ER 0,36 dan ER 0,4 tetapi ER 0,2 memiliki *flow rate* yang lebih rendah.

4.2 Analisis Syngas

4.2.1 Variasi ER (*Equivalence ratio*)

Berdasarkan analisis ultimate dan proximate sub-bituminous maka di dapatkan ER yang nantinya akan digunakan dalam penelitian ini .

Rumus ER sesuai persamaan 2.11 yaitu

$$ER = \frac{\left(\dot{m}_{air} / \dot{m}_{fuel} \right)_{aktual}}{\left(\dot{m}_{air} / \dot{m}_{fuel} \right)_{Stoich}} =$$

Keterangan:

ER= *equivalence ratio*

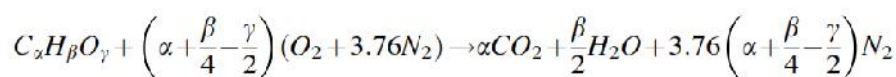
$\left(\dot{m}_{air} / \dot{m}_{fuel} \right)_{aktual}$ = mass flow udara dibandingkan mass flow bahan bakar pada kondisi aktual

$\left(\dot{m}_{air} / \dot{m}_{fuel} \right)_{Stoich}$ = mass flow udara dibandingkan mass flow bahan bakar pada kondisi pembakara sempurna (stoichiometry)

Untuk mencari ER kita harus mengetahui $\left(\dot{m}_{air} / \dot{m}_{fuel}(daf) \right)_{Stoich}$ nya terlebih dahulu berdasarkan analisis ultimate batubara.

Tabel 4.1 Analisis *Ultimate* batubara

Analisis Ultimate	(%)
C	69,16
H	5,14
O	25,38



C = $\frac{\% C}{\text{berat molekul atom C}}$ = fraksi mol C batubara

H = $\frac{\% H}{\text{berat molekul atom H}}$ = fraksi mol H batubara

O_γ = $\frac{\% O}{\text{berat molekul atom O}}$ = fraksi mol O batubara

A/F_{stoic} = air – fuel *ratio* stoikiometri

MW air = Molecular weight air (28,85)

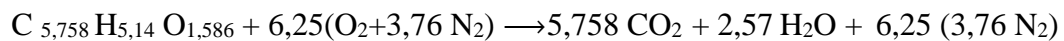
MW fuel = Molecular weight fuel (98,38)

Tabel 4.2 Atom dan berat molekul

Atom	Berat molekul
C	12,01
H	1
O	16
N	14

Tabel 4.3 Atom dan fraksi mol

Atom	Fraksi mol
C	5,758
H	5,14
O _y	1,58



$$\frac{\dot{m}_{air}}{\dot{m}_{fuel}} stoic = 4,76 \alpha + \frac{\beta}{4} + \frac{\gamma}{2} \frac{MW_{air}}{MW_{fuel}}$$

$$\frac{\dot{m}_{air}}{\dot{m}_{fuel}} stoic = 4,76 \cdot 5,758 + \frac{5,14}{4} + \frac{1,58625}{2} \cdot \frac{28,85}{98,35}$$

$$\frac{\dot{m}_{air}}{\dot{m}_{fuel}} stoic = 8,61$$

Tahap perhitungan udara yang dibutuhkan untuk ER tertentu, misal ER 0,31

Feeding batubara 80 kg

$$\frac{\dot{m}_{air}}{\dot{m}_{fuel}} stoic = 8,61$$

ER yang di inginkan 0,31

$$\begin{aligned} \text{Udara yg dibutuhkan} &= \left(\frac{\dot{m}_{air}}{\dot{m}_{fuel}} stoic \right) \times ER \times \left(\frac{\dot{m}_{batubara}}{jam} \right) \\ &= 8,61 \cdot 0,31 \cdot 80 \\ &= 213,552 \text{ kg/h} \end{aligned}$$

Menentukan ketinggian manometer type U sesuai dengan ER yang digunakan

$$\begin{aligned} &= \rho \cdot v \cdot A \\ v &= \frac{\dot{m}}{\rho \cdot A} \\ v &= \frac{213,55 \frac{kg}{h}}{1,1614 \frac{kg}{m^3} \cdot 0,005 m^2} \end{aligned}$$

$$v = 10,166 \frac{m}{s}$$

$$v = \frac{2 \cdot \rho' \cdot g \cdot h}{\rho}$$

$$v = \frac{2 \cdot \rho' \cdot g \cdot h}{\rho}$$

$$\dot{m} = \frac{v^2 \cdot \rho}{2 \cdot \rho' \cdot g}$$

$$\dot{m} = \frac{(10,166^2) \frac{m}{s} \cdot 1,1614 \frac{kg}{m^3}}{2 \cdot 835 \frac{kg}{m^3} \cdot 9,81 \frac{m}{s^2}}$$

$$\dot{m} = 0,007 m = 7 mm$$

Keterangan:

ρ' = massa jenis zat cair dalam *manometer* (minyak tanah) (835 kg/m³)

ρ = massa jenis udara yang melewati pipa (1,1614 kg/m³)

h= perbedaan ketinggian *manometer* (m)

g= gravitasi (m/s²)

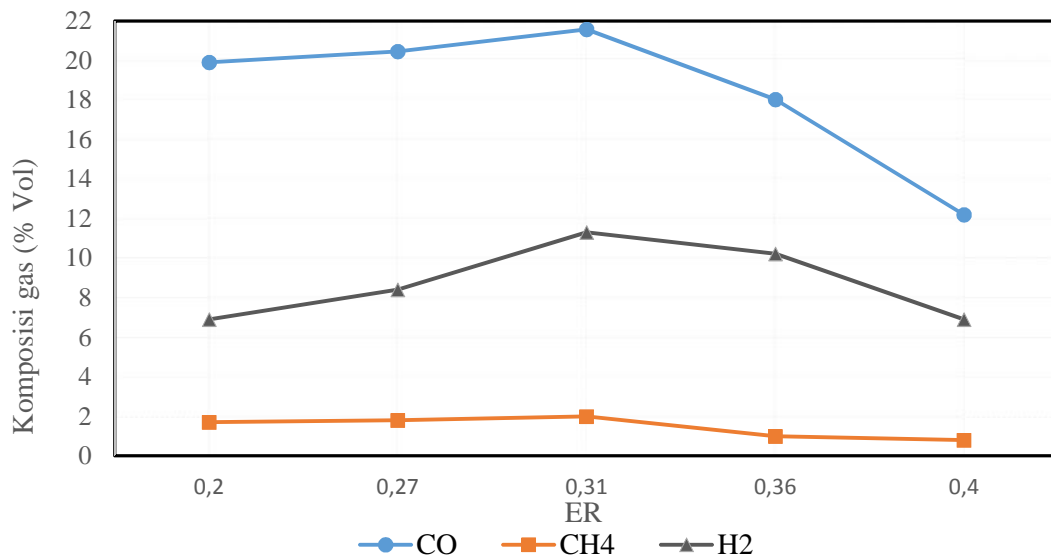
= mass flow rate (kg/h)

4.2.2 Analisis Komposisi Syngas

Pengujian *Syngas* hasil percobaan gasifikasi dilakukan di Laboratorium Tekmira menggunakan metode orsat. Komposisi komposisi gas yang diuji meliputi CO,CH₄, H₂, O₂, N₂,CO₂,. Berikut adalah hasil pengujian komposisi gas yang telah dilakukan ditampilkan pada gambar 4.5 dan tabel 4.2 :

Tabel 4.4 Hasil Uji Komposisi *Syngas*

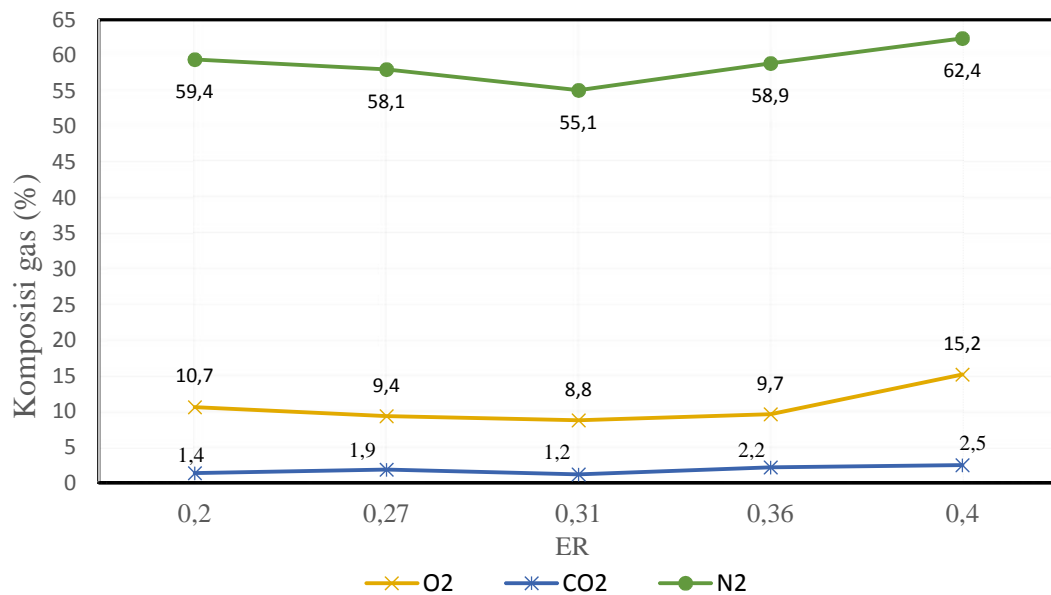
ER	Komposisi gas						
	<i>Flammable</i>			<i>Non-Flammable</i>			
	CO (%)	CH ₄ (%)	H ₂ (%)	N ₂ (%)	O ₂ (%)	CO ₂ (%)	H ₂ S (Ppm)
0,2	19,9	1,7	6,9	59,4	10,7	1,4	23
0,27	20,5	1,8	8,4	58,1	9,4	1,9	38
0,31	21,6	2,0	11,3	55,1	8,8	1,2	40
0,36	18,0	1,0	10,2	58,9	9,7	2,2	43
0,4	12,2	0,8	6,9	62,4	15,2	2,5	47



Gambar 4.5 Grafik hubungan antara ER terhadap Komposisi *flammable* gas

Pada gambar 4.5 diatas menunjukkan bahwa, konsentrasi komposisi *syngas* pada gas mampu terbakar (*flammable gas*) cenderung mengalami kenaikan dengan meningkatnya ER (*Equivalence ratio*) dari 0,2 sampai 0,31. pada ER 0,36 ke 0,4 komposisi *flammable gas* menurun. Komposisi *flammable gas* didominasi oleh gas CO dengan kisaran 12,2-21,6 % Vol ..

Komposisi gas CO mengalami kenaikan pada saat ER 0,2-0,31. Kemudian mengalami penurunan pada ER 0,36 dan 0,4 . Komposisi tertinggi gas CO dicapai pada ER 0,31 yaitu sebesar 21,6 % Vol , sedangkan yang terendah dicapai pada saat ER 0,4 yaitu sebesar 12,2 % Vol. Pada ER 0,2-0,31 komposisi gas CO mengalami kenaikan hal ini dikarenakan gas CO terutama berasal dari reaksi (9) yang merupakan pembakaran karbon tetap, dan serta terjadinya reaksi reduksi (3) dan (4) pada *gasifier*. Ketika ER meningkat maka jumlah udara yang masuk ke dalam *gasifier* meningkat pula, suhu gasifikasi meningkat. Reaksi (3) dan (4), lebih dominan daripada reaksi (9) dalam hal faktor peningkatan komposisi CO. Selain itu peningkatan temperatur dalam *gasifier* menimbulkan reaksi tar cracking (R11). Jadi komposisi CO meningkat secara bertahap. Tetapi ketika ER meningkat lebih dari 0,31, komposisi CO mengalami penurunan hal ini terjadi karena jumlah udara yang masuk cukup banyak sehingga mendekati reaksi pembakaran yang menghasilkan produk CO₂ .



Gambar 4.6 Grafik hubungan antara ER terhadap komposisi *non-flammable* gas

Komposisi gas H_2 memiliki trend yang sama dengan komposisi gas CO . Komposisi gas H_2 mengalami peningkatan saat ER 0,2-0,31 hal ini dikarenakan terjadinya reaksi (4) yang juga terjadi pada proses pembentukan gas CO .

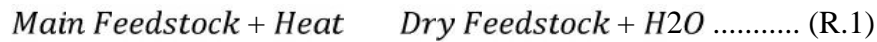
Komposisi gas CH_4 memiliki trend seperti *flammable* gas lainnya yaitu meningkat saat ER 0,2-0,31 dan kemudian menurun saat ER 0,36 dan 0,4. % Vol CH_4 pada penelitian ini kecil, hal ini dikarenakan pada proses gasifikasi dalam penelitian ini hanya menggunakan udara sebagai *gasifying agent* sehingga tidak terjadi reaksi water gas shift (R5) serta methanation (R6) dan (R7). Selain itu semakin besar ER maka jumlah oksigen yang masuk semakin banyak sehingga CH_4 mudah terbakar dikarenakan reaksi (6) yang bersifat eksotermis.

Gambar 4.6 menunjukkan komposisi non-flammable gas pada berbagai variasi ER menunjukkan tren turun pada ER 0,2-0,3 kemudian meningkat saat ER 0,36 dan 0,4. Komposisi *non-flammable* gas didominasi oleh gas N_2 dengan kisaran 55,1-62,4 % Vol Komposisi N_2 dan O_2 turun pada ER 0,2-0,31 dan meningkat saat ER 0,36 dan 0,4. Penurunan ini dikarenakan peningkatan komposisi gas CO sehingga mengurangi komposisi gas N_2 dan O_2 sedangkan pada saat ER 0,36 dan 0,4 komposisi gas N_2 , O_2 dan CO_2 naik dikarenakan semakin banyak oksigen dan nitrogen yang masuk sehingga pembakaran mendekati

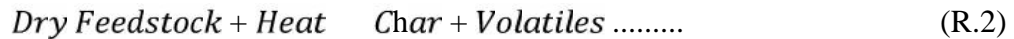
kondisi pembakaran sempurna yang ditunjukkan dengan meningkatnya komposisi gas CO₂.

Reaksi dalam proses gasifikasi adalah :

- *Drying*



- *Pyrolysis*

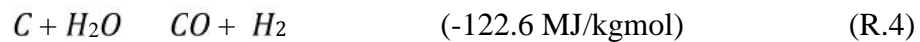


- *Reduction (reduction)*

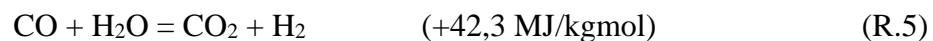
Boudouard reaction



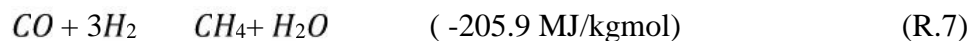
Steam-carbon reaction :



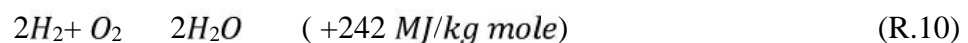
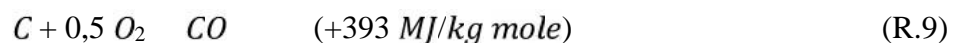
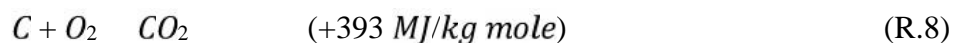
water-gas shift reaction



methanation

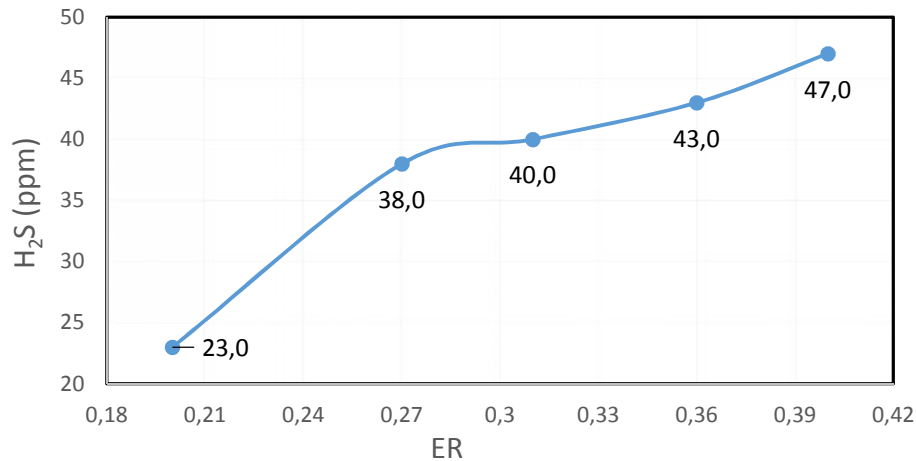


- *Partial oxidation (partial oxidation)*



Tar cracking





Gambar 4.7 Grafik hubungan ER terhadap komposisi gas H₂S

Pada gambar 4.7 menunjukkan hubungan ER terhadap komposisi gas H₂S. Dari gambar 4.7 dapat diambil kesimpulan bahwa saat ER semakin besar maka komposisi gas H₂S semakin besar pula. Hal ini dikarenakan semakin besar ER meningkatkan temperatur dari *gasifier* sehingga komposisi sulfur dalam batubara menjadi lebih cepat berubah bentuk menjadi H₂S. Hal ini sesuai dengan hasil penelitian (Salah, 2013)[20] yang menunjukkan bahwa peningkatan ER meningkatkan konversi sulfur menjadi H₂S. Menurut (Salah, 2013) pada saat temperatur yang rendah sulfur kemungkinan besar *berbentuk metal sulfide*.

4.2.3 Analisis Nilai Kalor Ditinjau Dari HHV Syngas (*Low Heating Value*)

Dari prosentase komposisi *Syngas* dapat dilakukan perhitungan *Low heating value* (HHV) pada synthetic gas dengan persamaan 2.6 yaitu :

$$HHV_{syngas} = \sum_{i=1}^n Y_i \cdot LHV_i$$

Keterangan :

Y_i = konsentrasi gas yang terbakar (CO, CH₄, H₂)

HHV_i = Nilai kalor rendah dari gas terbakar CO, CH₄, H₂

Nilai HHV_i dapat dilihat pada tabel 4.1 HHV_i dari gas yang terbakar (CO, CH₄, H₂). Berikut perhitungan *Low heating value* syntehtic-gas, untuk variasi ER 0,31 :

- Y_i untuk gas CO = 0,216
- Y_i untuk gas H₂ = 0,113

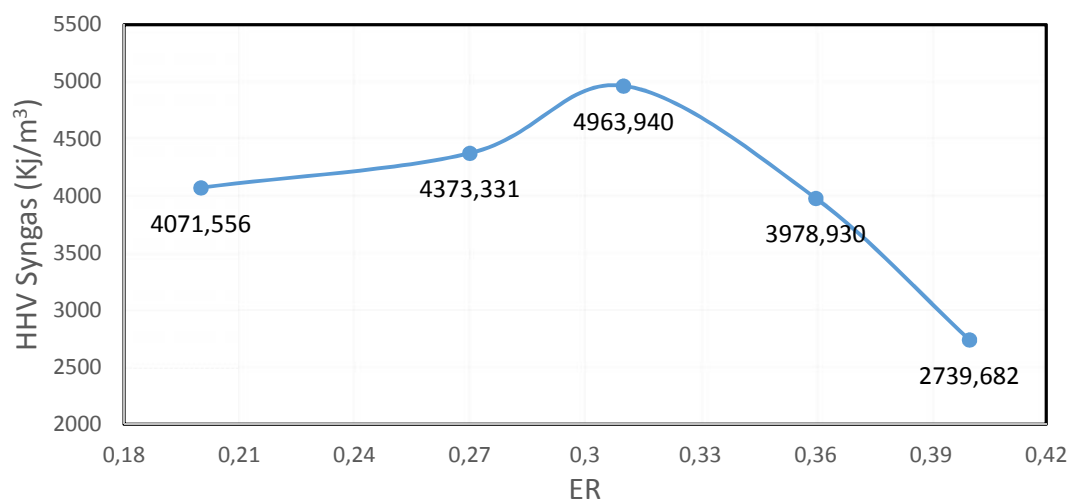
- Y_i untuk gas $CH_4 = 0,011$

$$HHV_{Syngas} = \sum_{i=1}^n 0,216 \cdot 12630 + 0,011 \cdot 39820 + 0,113 \cdot 12740$$

$$HHV_{Syngas} = 4963,94 \frac{kJ}{m^3}$$

Tabel 4.5 Nilai HHV *syngas* pada berbagai variasi ER

ER	HHV (kJ/m ³)
0,2	4071,555
0,27	4373,33
0,31	4963,94
0,36	3978,929
0,4	2739,681



Gambar 4.8 Grafik hubungan antara ER terhadap HHV

Pada gambar 4.8 menunjukkan bahwa HHV *syngas* meningkat pada ER 0,2-0,31 dan mengalami penurunan pada ER 0,36 dan 0,4 . Kenaikan dan penurunan ER dipengaruhi oleh komposisi gas yang dihasilkan pada setiap variasi ER . Nilai HHV tertinggi terjadi pada ER 0,31 yaitu sebesar 4675,913 kJ/m³ sedangkan yang terendah terjadi saat ER 0,4 yaitu sebesar 2579,848 kJ/m³. Nilai HHV pada penelitian ini lebih dipengaruhi oleh komposisi gas CO dan H₂, sedangkan komposisi CH₄ kecil .

4.2.4 Analisis Hubungan *Equivalence ratio* Terhadap Debit Syngas

Debit *syngas* bergantung dari ER yang digunakan. Pengukuran debit *syngas* menggunakan alat ukur *manometer* U dan *pitot tube*. Rumus debit *syngas* yaitu sebagai berikut

$$v = \frac{2 \cdot \rho' \cdot g \cdot h}{\rho} \quad (3.8)$$

Keterangan:

ρ' = massa jenis zat cair dalam *manometer* (minyak tanah) (kg/m^3)

ρ = massa jenis fluida yang melewati pipa (kg/m^3)

h = perbedaan ketinggian *manometer* (m)

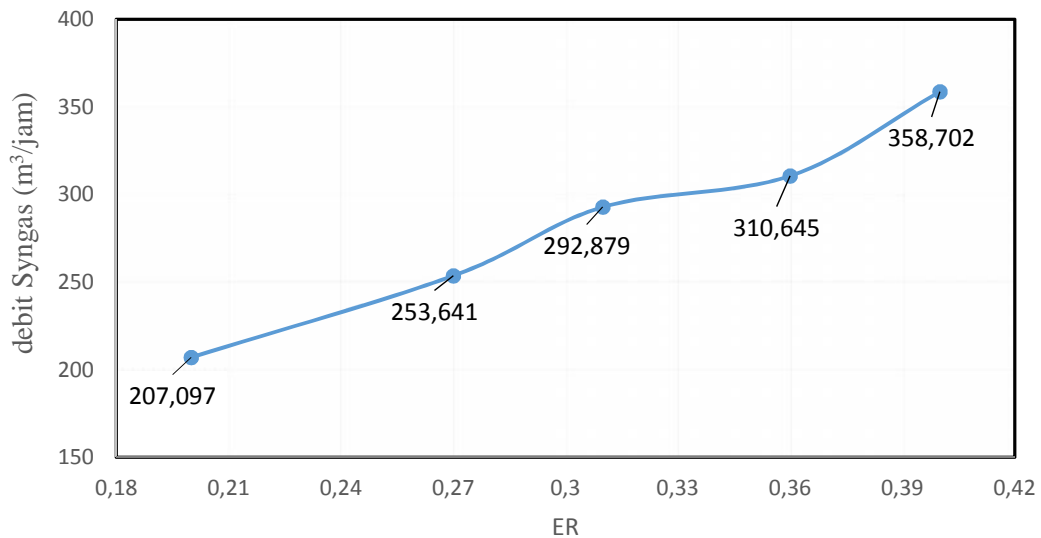
$$v = \frac{2 \cdot 835 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} \cdot 9,81 \frac{\text{m}}{\text{s}^2} \cdot 0,016 \text{ m}}{0,9996 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}} = 16,1933207 \text{ m/s}$$

$$Q = v \cdot A \cdot 3600 \frac{\text{m}^3}{\text{jam}}$$

$$Q = 16,1933207 \cdot 0,005024 = 292,879 \frac{\text{m}^3}{\text{jam}}$$

Tabel 4.6 Properti untuk perhitungan debit *Syngas* :

Properti untuk perhitungan debit <i>Syngas</i>		
Properti	Nilai	Satuan
ρ Syngas	0,999	kg/m^3
ρ minyak tanah	835	kg/m^3
Gravitasi	9,81	m/s^2
Jari jari pipa	0,04	m
Luas lingkaran pipa	0,005	m^2



Gambar 4.9 Gambar grafik hubungan antara ER terhadap debit *syngas*

Dari gambar 4.9 diatas terlihat bahwa semakin besar ER maka semakin besar pula gas *output* nya . Hal ini dikarenakan semakin besar ER maka semakin besar pula carbon yang bereaksi pada zona *partial oxidation* sehingga temperatur *gasifier* meningkat serta gas lebih cepat dan carbon yang menjadi gas terbentuk dalam jumlah yang lebih banyak

4.2.5 Analisis efisiensi gasifikasi

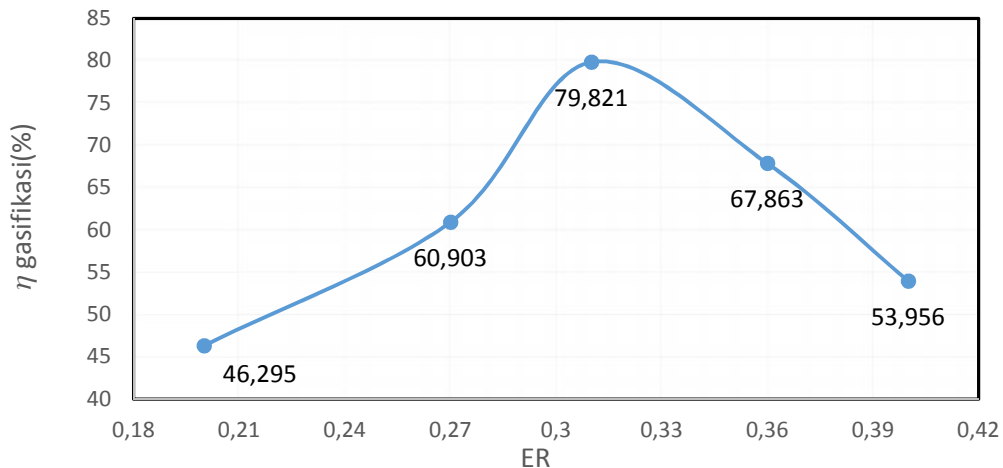
Efisiensi gasifikasididapatkan setelah *syngas* dilakukan proses cleaning dan penurunan temperatur *syngas* sehingga suhu *syngas* menjadi 30-40 °C .

Rumus Efisiensi gasifikasipada persamaan 2.14 yaitu

$$\eta_{gasifikasi} = \frac{\text{Calorific Value syngas } \frac{MJ}{m^3} \times \text{debit syngas } \frac{m^3}{jam}}{\text{HHV of coal } \frac{MJ}{kg} \times \dot{m}_{coal} \frac{kg}{jam}} \times 100 \%$$

Berikut perhitungan Efisiensi gasifikasi *syngas*, untuk variasi ER 0,31 :

$$\eta_{gasifikasi} = \frac{4963,940 \frac{MJ}{m^3} \times 292,878 \frac{m^3}{jam}}{22,767 \frac{MJ}{kg} \times 80 \frac{kg}{jam}} \times 100 \% = 79,8 \%$$



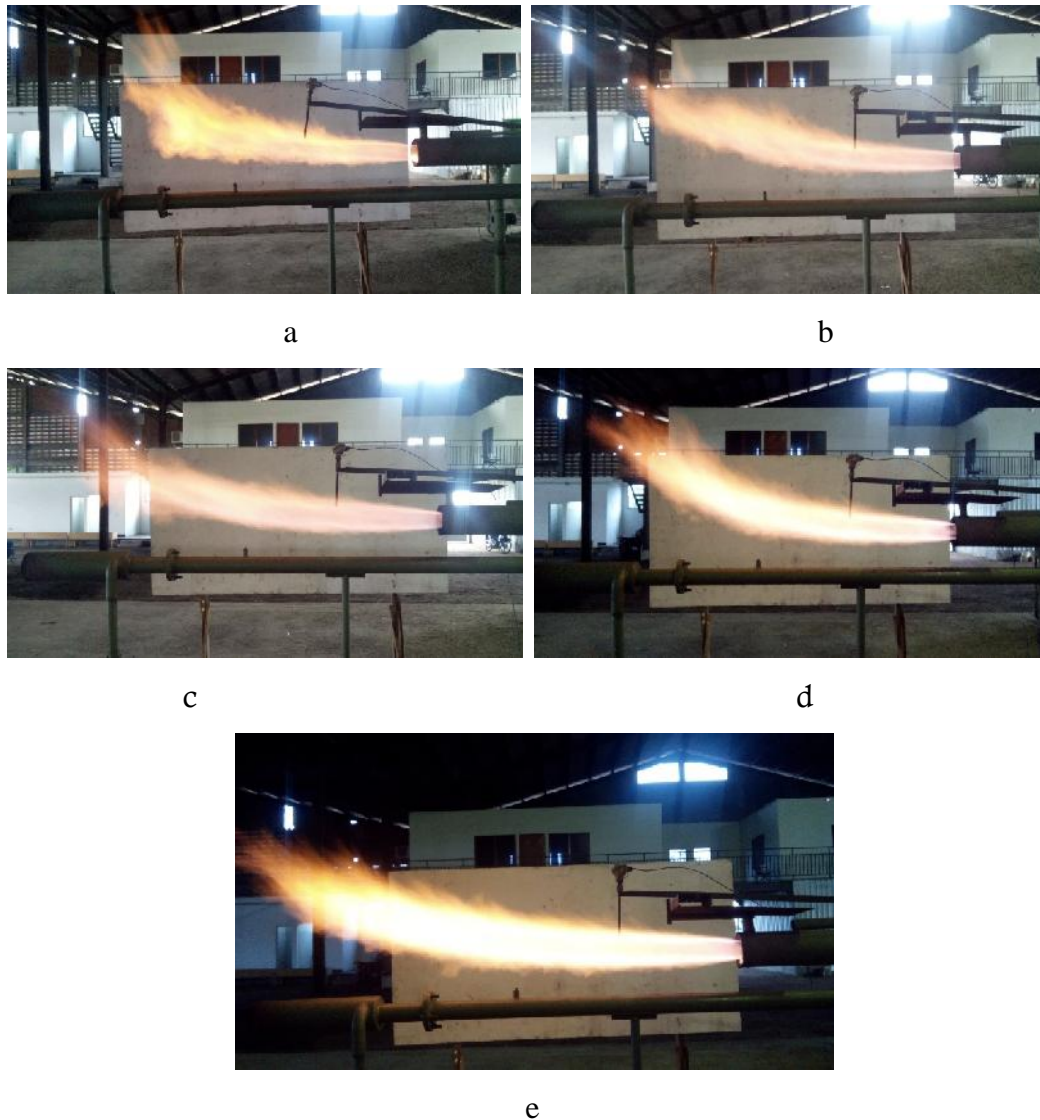
Gambar 4.10 Grafik hubungan ER Terhadap η gasifikasi

Dari gambar 4.10 diatas terlihat bahwa efisiensi gasifikasise makin besar dengan bertambahnya ER hingga pada saat ER 0,2-0,31 . Nilai Efisiensi gasifikasidipengaruhi oleh nilai HHV serta debit *syngas* . Pada ER 0,2-0,31 Efisiensi gasifikasi naik dikarenakan nilai kalor dari *syngas* bertambah besar serta debit yang terus meningkat. Sedangkan pada ER 0,36 dan 0,4 mengalami penurunan meskipun debitnya meningkat hal ini dikarenakan nilai kalor pada saat ER 0,36 dan 0,4 turun . Efisiensi gasifikasi tertinggi dimiliki ER 0,31 karena ER 0,31 memiliki nilai HHV yang tertinggi serta debit syngas yang cukup besar.

Tabel 4.7 Nilai Efisiensi gasifikasi pada berbagai variasi ER

ER	η gasifikasi (%)
0,2	46,295
0,27	60,903
0,31	79,821
0,36	67,863
0,4	53,956

4.3 Analisis Visualisasi Pembakaran Pada Burner



Gambar 4.11 Visualisasi pembakaran pada burner pada (a)ER 0.2

(b)0.27(c)0.31(d)0.36(e)0.4

Dari gambar visualisasi 4.11 (a) nampak bahwa warna api pada ER 0,2 didominasi warna kuning sepanjang pangkal hingga ujung api. Hal ini mengindikasikan bahwa api memiliki temperatur yang rendah serta memiliki nilai kalor yang rendah. Hal ini diperkuat oleh gambar 4.4 dan tabel 4.5 yang menunjukkan bahwa pembakaran api pada burner mencapai temperatur 632°C dan HHV $3881,21 \text{ kJ/m}^3$.

Dari gambar 4.11(b) terlihat bahwa warna api untuk pangkal bewarna jingga sedangkan pada bagian tengah hingga ujung memiliki warna kuning . Hal

ini menunjukkan temperatur yang lebih tinggi dibandingkan pembakaran *syngas* pada ER 0,2. Pada gambar 4.4 menunjukkan bahwa temperatur pada gambar diatas adalah 697 °C dan memiliki HHV sebesar 4149,77 kJ/m³.

Pada gambar 4.11(c) menunjukkan visualisasi warna api hasil pembakaran *syngas* pada ER 0,31 . Warna api didominasi warna jingga dengan warna kuning pada bagian ujungnya saja . Hal ini menunjukkan bahwa pembakaran *syngas* pada ER 0,31 memiliki panas yang tinggi hal ini ditunjukkan oleh gambar 4.4 dan tabel 4.5 yaitu api memiliki suhu 704 °C dan HHV 4675,91 kJ/m³.

Gambar 4.11(d) menunjukkan visualisasi warna api hasil pembakaran *syngas* pada ER 0,36. Pada gambar diatas menunjukkan bahwa warna api didominasi warna kuning pada pangkal hingga ujung . Sedangkan warna jingga hanya terdapat sedikit pada daerah pangkal. Hal ini menunjukkan bahwa temperatur api mulai menurun dibandingkan dengan saat pembakaran *syngas* dengan ER 0,31. Hal ini diperkuat dengan gambar 4.4 yang menunjukkan bahwa temperatur api pada pembakaran *syngas* dengan ER 0,36 sebesar 672 °C dan memiliki HHV 3749,50 kJ/m³.

Gambar 4.11(e) menunjukkan visualisasi warna api pembakaran *syngas* pada ER 0,4. Dari gambar diatas terlihat warna api didominasi bewarna kuning mulai dari pangkal hingga ke ujung. Hal ini menunjukkan api memiliki temperatur yang rendah hal ini diperkuat oleh data dari gambar 4.4 yang menunjukkan bahwa api pembakaran *syngas* memiliki suhu 667 °C dan memiliki HHV 2579,85 kJ/m³ sehingga memiliki temperatur yang lebih rendah daripada pembakaran *syngas* dengan ER 0,36. Dari gambar diatas juga terlihat pengaruh debit *syngas* yang besar mengakibatkan api mendekati horisontal.

Temperatur pada burner memiliki temperatur yang lebih rendah daripada temperatur pada zona *partial oxidation*, hal ini dikarenakan desain burner yang sederhana serta adanya energi yang hilang secara radiasi. Apabila desain burner dan peletakan termokopel diperbaiki dengan memperhatikan geometri nozzle, turbulensi dan faktor lainnya maka temperatur pada burner dapat lebih tinggi daripada temperatur pada zona *partial oxidation*.

(Halaman Ini Sengaja Dikosongkan)

BAB V

KESIMPULAN DAN SARAN

5.1. Kesimpulan

Setelah serangkaian tahapan proses penelitian yang telah dilakukan, dapat ditarik kesimpulan sebagai berikut :

1. Temperatur pada daerah *partial oxidation*, *pyrolysis*, dan *drying* sebagai berikut:
 - a. Termokopel 1 (T_1) rata-rata menunjukkan kisaran temperatur Temperatur pada T_1 berkisar antara 724-865 °C mengindikasikan bahwa T_1 termasuk pada zona *partial oxidation* dimana proses ini menghasilkan panas (eksoterm) yang memanaskan lapisan karbon.
 - b. Termokopel 2 (T_2) rata-rata menunjukkan kisaran temperatur pada kisaran 219-496°C mengindikasikan bahwa akan masuk zona *pyrolysis* sesuai dengan dasar teori pada bab 2, zona pirolisis batubara yang bebas dari *moisture*, mengalami pemanasan terus-menerus, sehingga mampu menghilangkan kandungan *volatile* batubara.
 - c. Termokopel 3 (T_3) menunjukkan kisaran temperatur antara 129-251°C. Hal ini menunjukkan kisaran temperatur (T_3) berada pada zona pengeringan (*drying*), dimana kandungan *moisture*, yang dimiliki batubara dihilangkan, melalui proses penguapan atau *evaporasi*.
 - d. Semakin tinggi nilai ER maka semakin tinggi pula temperatur pada *gasifier*. Sedangkan termokopel 4 (T_4) yang dipasang pada burner menunjukkan bahwa temperatur tertinggi yaitu sebesar 704°C pada ER 0,31 dan terendah 632°C pada ER 0,2 . Suhu pada T_4 dipengaruhi oleh HHV serta debit.
2. Pengaruh variasi *equivalence ratio* terhadap kualitas dan kuantitas *syngas* yang dihasilkan ditunjukkan oleh:
 - a. Komposisi flammable gas untuk ER 0,2 yaitu 19,9 % CO , 1,7% CH₄, 6,9% H₂ dengan HHV sebesar 4071,555 kJ/m³. Untuk ER 0,27 yaitu 20,5% CO , 1,8 % CH₄ ,8,4% H₂ dengan HHV sebesar 4373,33 kJ/m³. Untuk ER 0,31 yaitu 21,6 % CO 2,0 % CH₄, 11,3 % H₂ dengan HHV sebesar 4963,94 kJ/m³ . Untuk ER 0,36 yaitu 18,0 % CO 1,0 % CH₄ , 10,2 % H₂ dengan HHV sebesar 3978,929 kJ/m³ . Untuk ER 0,4 yaitu 12,2% CO 0,8% CH₄ ,6,9% H₂ dengan

HHV sebesar 2739,681kJ/m³. Nilai HHV tertinggi terjadi pada ER 0,31 yaitu sebesar 4963,94 kJ/m³ sedangkan yang terendah terjadi saat ER 0,4 yaitu sebesar 2739,681kJ/m³. Kandungan gas *contaminant* H₂S semakin besar seiring meningkatnya ER, kandungan H₂S berkisar antara 23-47 ppm.

b. Kuantitas berupa debit produk *syngas* terus meningkat saat ER semakin besar dan memiliki rentang 207,0966396 m³/jam- 358,7019018 m³/jam.

c. Nilai *efisiensi gasifikasi* berkisar antara 46,295 % - 79,821 % . Nilai *efisiensi gasifikasi* tertinggi dimiliki ER 0,31 dan terendah dimiliki ER 0,2.

3. Karakter gasifier *updraft*

Penggunaan batubara sub-bituminus dengan nilai kalor batubara 22700 kJ/kg didapatkan ER 0,31 yang mampu menghasilkan karakter terbaik dalam komposisi flammable gas, debit *syngas* yang cukup besar, serta efisiensi gasifikasi. Namun memiliki kandungan *contaminant* berupa H₂S sebesar 40 ppm.

5.2. Saran

1. Pengukuran sample *syngas* sebaiknya kurang dari satu minggu sejak sample *syngas* di ambil.
2. Pengukuran ER yang sebelumnya menggunakan *pitot tube* sebaiknya diganti menggunakan pipa venturi karena memiliki *pressure drop* yang lebih rendah .
3. Pada burner sebaiknya dipasang lebih dari 1 termokopel untuk mengetahui profil temperatur nya. Dan perlu dipasang penggaris untuk mengetahui panjang api nya.
4. Perlu dilakukan penelitian lanjutan mengenai proses pembersihan gas hasil gasifikasi.
5. Perlu dilakukan penelitian lanjutan pengaruh *gasifying agent* selain udara
6. Perlu dilakukan penelitian lanjutan tentang penambahan batubara dengan ER 0,31

LAMPIRAN

Lampiran A
Hasil pengukuran temperatur pada setiap *thermocouple*

Data Suhu								
Variasi ER	Tc ₁		Tc ₂		Tc ₃		Tc ₄ Burner	
	°C		°C		°C		°C	
0,2	10 menit	724	10 menit	219	10 menit	129	10 menit	
	20 menit	734	20 menit	256	20 menit	143	20 menit	
	30 menit	742	30 menit	304	30 menit	160	30 menit	632
	40 menit	745	40 menit	312	40 menit	165	40 menit	
	50 menit	747	50 menit	317	50 menit	169	50 menit	
	60 menit	749	60 menit	320	60 menit	172	60 menit	

Data Suhu								
Variasi ER	Tc ₁		Tc ₂		Tc ₃		Tc ₄ Burner	
	°C		°C		°C		°C	
0,27	10 menit	739	10 menit	230	10 menit	156	10 menit	
	20 menit	757	20 menit	291	20 menit	177	20 menit	
	30 menit	776	30 menit	328	30 menit	191	30 menit	697
	40 menit	780	40 menit	336	40 menit	197	40 menit	
	50 menit	782	50 menit	344	50 menit	200	50 menit	
	60 menit	784	60 menit	347	60 menit	201	60 menit	

Data Suhu								
Variasi ER	Tc ₁		Tc ₂		Tc ₃		Tc ₄ Burner	
	°C		°C		°C		°C	
0,31	10 menit	775	10 menit	307	10 menit	177	10 menit	
	20 menit	792	20 menit	362	20 menit	191	20 menit	
	30 menit	817	30 menit	418	30 menit	220	30 menit	704
	40 menit	821	40 menit	422	40 menit	223	40 menit	
	50 menit	822	50 menit	426	50 menit	227	50 menit	
	60 menit	824	60 menit	429	60 menit	230	60 menit	

Data Suhu								
Variasi ER	Tc ₁		Tc ₂		Tc ₃		Tc ₄ Burner	
	°C		°C		°C		°C	
0,36	10 menit	787	10 menit	333	10 menit	184	10 menit	
	20 menit	817	20 menit	390	20 menit	220	20 menit	
	30 menit	838	30 menit	450	30 menit	231	30 menit	672
	40 menit	841	40 menit	454	40 menit	235	40 menit	
	50 menit	843	50 menit	459	50 menit	238	50 menit	
	60 menit	845	60 menit	462	60 menit	239	60 menit	

Data Suhu								
Variasi ER	Tc ₁		Tc ₂		Tc ₃		Tc ₄ Burner	
	°C		°C		°C		°C	
0,4	10 menit	801	10 menit	358	10 menit	195	10 menit	
	20 menit	833	20 menit	405	20 menit	225	20 menit	
	30 menit	859	30 menit	478	30 menit	245	30 menit	667
	40 menit	862	40 menit	488	40 menit	247	40 menit	
	50 menit	863	50 menit	494	50 menit	249	50 menit	
	60 menit	865	60 menit	496	60 menit	251	60 menit	

Lampiran B

Hasil Perhitungan Equivalence Ratio

Properti untuk perhitungan \dot{m} udara Blower		
Properti	Nilai	Satuan
ρ Udara	1,1614	kg/m ³
ρ Kerosin	835	kg/m ³
Gravitasi	9,81	m/s ²
Jari jari pipa	0,04	m
Luas lingkaran Pipa	0,005024	m ²
\dot{m} batubara	80	Kg/jam

ER	udara yang digunakan (kg/jam)	v udara (m/s)	h manometer(m)
0,2	137,7758816	6,559	0,003
0,27	185,9974402	8,8547	0,006
0,31	213,5526165	10,166	0,007
0,36	247,9965869	11,806	0,010
0,4	275,5517632	13,118	0,012

LAMPIRAN C

Hasil Produk Syngas

Tabel 2. Properti perhitungan produk *syngas*

Properti perhitungan <i>Syngas</i>		
Properti	Nilai	Satuan
ρ Syngas	0,99961698	kg/m ³
ρ kerosin	835	kg/m ³
Gravitasi	9,81	m/s ²
Jari jari pipa	0,04	m
Luas pipa	0,005024	m ²

Tabel 3. Hasil penelitian dan perhitungan \dot{m} dan debit *Syngas*

Perhitungan \dot{m} dan debit <i>Syngas</i>					
ER	Pembacaan manometer U	Kecepatan	\dot{m} Syngas		Debit syngas
	m		kg/s	Kg/h	
ER 0,2	0,008	11,4504069	0,0575048	207,0173174	207,0966
ER 0,27	0,012	14,0238271	0,0704287	253,5433978	253,6405
ER 0,31	0,016	16,1933207	0,0813241	292,7666979	292,8789
ER 0,36	0,018	17,1756104	0,0862572	310,5259761	310,645
ER 0,4	0,024	19,8326865	0,0996013	358,5645118	358,7019

Tabel 4 . Hasil perhitungan syngas

Bahan bakar batubara : Sub-bituminous Kalori : 22767 kJ/kg											
		Analisa Ultimate									
		C	H		N		O	S			
		69,16	5,14		0,14		25,38	0,18			
No	Massa Feeding Batubara	Komposisi gas							debit Syngas setelah di cleaning	lhv	η Cold gas
	kg	CO	CH ₄	H ₂	N ₂	O ₂	CO ₂	H ₂ S	m ³ /h	kJ/m ³	%
1	80	19,9	1,7	6,9	59,4	10,7	1,4	23,0	207,0966	4071,556	46,295
2	80	20,5	1,8	8,4	58,1	9,4	1,9	38,0	253,6405	4373,331	60,903
3	80	21,6	2,0	11,3	55,1	8,8	1,2	40,0	292,8789	4963,940	79,821
4	80	18,0	1,0	10,2	58,9	9,7	2,2	43,0	310,645	3978,930	67,863
5	80	12,2	0,8	6,9	62,4	15,2	2,5	47,0	358,7019	2739,682	53,956

Lampiran D

Tabel 5 *Thermophysical properties of gases at atmospheric pressure*

TABLE A.4 Thermophysical Properties
of Gases at Atmospheric Pressure^a

T (K)	ρ (kg/m ³)	c_p (kJ/kg · K)	$\mu \cdot 10^7$ (N · s/m ²)	$\nu \cdot 10^6$ (m ² /s)	$k \cdot 10^3$ (W/m · K)	$\alpha \cdot 10^6$ (m ² /s)	Pr
Air							
100	3.5562	1.032	71.1	2.00	9.34	2.54	0.786
150	2.3364	1.012	103.4	4.426	13.8	5.84	0.758
200	1.7458	1.007	132.5	7.590	18.1	10.3	0.737
250	1.3947	1.006	159.6	11.44	22.3	15.9	0.720
300	1.1614	1.007	184.6	15.89	26.3	22.5	0.707
350	0.9950	1.009	208.2	20.92	30.0	29.9	0.700
400	0.8711	1.014	230.1	26.41	33.8	38.3	0.690
450	0.7740	1.021	250.7	32.39	37.3	47.2	0.686
500	0.6964	1.030	270.1	38.79	40.7	56.7	0.684
550	0.6329	1.040	288.4	45.57	43.9	66.7	0.683
600	0.5804	1.051	305.8	52.69	46.9	76.9	0.685
650	0.5356	1.063	322.5	60.21	49.7	87.3	0.690
700	0.4975	1.075	338.8	68.10	52.4	98.0	0.695
750	0.4643	1.087	354.6	76.37	54.9	109	0.702
800	0.4354	1.099	369.8	84.93	57.3	120	0.709
850	0.4097	1.110	384.3	93.80	59.6	131	0.716
900	0.3868	1.121	398.1	102.9	62.0	143	0.720
950	0.3666	1.131	411.3	112.2	64.3	155	0.723
1000	0.3482	1.141	424.4	121.9	66.7	168	0.726
1100	0.3166	1.159	449.0	141.8	71.5	195	0.728
1200	0.2902	1.175	473.0	162.9	76.3	224	0.728
1300	0.2679	1.189	496.0	185.1	82	238	0.719
1400	0.2488	1.207	530	213	91	303	0.703
1500	0.2322	1.230	557	240	100	350	0.685
1600	0.2177	1.248	584	268	106	390	0.688
1700	0.2049	1.267	611	298	113	435	0.685
1800	0.1935	1.286	637	329	120	482	0.683
1900	0.1833	1.307	663	362	128	534	0.677
2000	0.1741	1.337	689	396	137	589	0.672
2100	0.1658	1.372	715	431	147	646	0.667
2200	0.1582	1.417	740	468	160	714	0.655
2300	0.1513	1.478	766	506	175	783	0.647
2400	0.1448	1.558	792	547	196	869	0.630
2500	0.1389	1.665	818	589	222	960	0.613
3000	0.1135	2.726	955	841	486	1570	0.536

Daftar Pustaka

- [1] Dudley, B. (2013), "*BP Statistical Review of World Energy June 2013*", British Potroleum, Inggris.
- [2] Basu, P. (2013), *Biomass Gasification, Pyrolysis, and Torrefaction Practical Design and Theory*, 2nd edition, Elsevier, San Diego, USA.
- [3] Ardianto, F. (2012), *Karakterisasi Gasifikasi Biomassa Serpihan Kayu Pada Reaktor Downdraft Sistem Batch Dengan Variasi Air Fuel Ratio (AFR) Dan Ukuran Biomassa*, Skripsi, Institut Teknologi Sepuluh Nopember.
- [4] Bell, D.A., Towler, B.F. dan Fan, M. (2010), *Coal Gasification And Its Applications*, Elsevier, Kidlington, UK
- [5] Higman, C. dan Burgt, M.V.D., (2008), *Gasification*, 2nd edition, Elsevier, USA.
- [6] Nukman, (2009), "*Pengaruh Pencampuran Batubara Muda Dari Sumatera Selatan Dan Kalimantan Selatan Terhadap Suhu Pembakarannya Dengan Menggunakan Fixed Bed Combustor*", Jurnal Sains Materi Indonesia, Vol. 10 No. 3, hal. 284 - 287
- [7] Project, JFE. "*Why Use Pyrolysis To Msw Treatment?*". 31 Oktober 2011. <http://jfe-project.blogspot.com/2011/10/why-use-pyrolysis-to-msw-treatment.html>.
- [8] Bhavanam, A. dan Sastry, R.C. (2011), "*Biomass Gasification Processes in Downdraft Fixed Bed Reactors: A Review*", *International Journal of Chemical Engineering and Applications*, Vol. 2, No. 6.
- [9] Raibhole, V.N. dan Phadke, A.D. (2013), "*Syngas Production By Updraft Biomass Gasifier And Its Parametric Analysis*", IOSR Journal of Mechanical and Civil Engineering (IOSR-JMCE), Second National Conference on Recent Developments in Mechanical Engineering 56 M.E.Society's College of Engineering, Pune., hal. 56-62.
- [10] Gil, J dan Corella, J. (1999), "*Biomass gasification in atmospheric and bubbling fluidized bed: Effect of the type of gasifying agent on the product distribution*", *Biomass & Bioenergy*, vol.17, hal 389-403.
- [11] Hagos, Y.F. (2013), "*Study Of Syngas Combustion Parameters Effect On Internal Combustion Engine*", *Asian Journal of Scientific Research* 6(2), hal. 187-196
- [12] Waldheim, L. and Nilson, T., (2011), "*Heating value of gases from biomass gasification*", Report Prepared for IEA Bioenergy Agreement, Biomass & Bio Energy, Task 20 Thermal Gasification of Biomass.
- [13] Guo, F., Dong, Y., dan Dong, L. (2014), "*Effect Of Design And Operating Parameters On The Gasification Process Of Biomass In A Downdraft fixed Bed: An Experimental Study*", *Sciencedirect, International Journal Of Hydrogen Energy*, No.39, hal. 5625-5633.
- [14] Chen, W. dan Annamalai, K. (2012) "*Updraft fixed Bed Gasification Of Mesquite And Juniper Wood Samples*", *Sciencedirect, Journal Energy* no 41, hal 454-461
- [15] Sheeba, K.N. (2009), "*Air Gasification Characteristics Of Coir Pith In A Circulating Fluidized Bed Gasifier*", *Energy for Sustainable Development*, Vol. 13, hal. 166–173.

- [16]Sudarmanta,B., Sungkono,d., Darsopuspito,S.,Kadarisman, (2011), “*Pengaruh Suhu Reaktor Gasifier dan Ukuran Partikel terhadap Karakterisasi Gasifikasi Biomassa Limbah Kayu Pada Reaktor Gasifier Type Downdraft*”,Seminar Teknologi XV.
- [17] White,F., (2011), “*Fluid Mechanics*”, 4th edition, McGraw-hill,Rhode Island,USA.
- [18]Okuga, Arthur.,(2008), "*Analysis And Operability Optimization Of An Updraft Gasifier Unit*", Eindhoven University of Technology, Belanda
- [19]Habiburrohman, muhammad.,(2012), “*Perancangan Pabrik Gas Sintesis Menggunakan Proses Gasifikasi Batubara Sebagai Bahan Bakku Pembuatan Bahan Bakar Cair*”, Universitas Indonesia, Indonesia
- [20] Salah, H. dan Katsuya Kawamoto., (2013), “*Bench-scale gasification of cedar wood – Part II: Effect of Operational conditions on contaminant release*”, Sciencedirect, Chemosphere, vol.90, hal 1501–1507

DAFTAR RIWAYAT HIDUP



DATA PRIBADI

Nama	: Muhammad Trifiananto
Tempat, Tanggal Lahir	: Malang, 24 Maret 1990
Jenis Kelamin	: Laki - laki
Agama	: Islam
Pendidikan Terakhir	: S2 Teknik Mesin ITS
Alamat Asal	: Jalan Danau Maninjau Tengah III/B3-B2, Malang
No. HP	: 08983761377
E-mail	: trifiananto@yahoo.com

RIWAYAT PENDIDIKAN

- 2012 – 2015 Teknik Mesin Rekayasa Konversi Energi
Institut Teknologi Sepuluh Nopember (ITS).
- 2008 – 2012 S1 Teknik Mesin FT
Universitas Brawijaya Malang.
- 2005 – 2008 SMA Negeri 8 Malang

SEMINAR

- Pemakalah Seminar Nasional Teknik Mesin 9, tema “*Meningkatkan Penelitian dan Inovasi di Bidang Teknik Mesin dalam Menyongsong AFTA 2015*”, UK Petra, 2014 dengan judul “*Karakterisasi Unjuk Kerja Plant Gasifikasi Batubara Tipe Updraft Dengan Variasi Equivalence Ratio*”